

**Mindestrührerdrehzahlen
zum Suspendieren von
Feststoffpartikeln**

von
Werner Latzel

Erlangen 1986

Mindestrührerdrehzahlen zum Suspendieren von Feststoffpartikeln

**Der Technischen Fakultät
der Universität Erlangen - Nürnberg
zur Erlangung des Grades**

Doktor - Ingenieur

**vorgelegt von
Werner Latzel**

Erlangen 1986

Als Dissertation genehmigt von
der Technischen Fakultät
der Universität Erlangen-Nürnberg

Tag der Einreichung: 10. Februar 1986
Tag der Promotion : 13. März 1986

Dekan: Prof. Dr.-Ing. H. Brand
Berichterstatte: Prof. Dr.-Ing. O. Molerus
Prof. Dr. F. Durst

Die vorliegende Arbeit ist am Lehrstuhl für Mechanische Verfahrenstechnik der Universität Erlangen-Nürnberg entstanden.

Dem Lehrstuhlinhaber, Herrn Prof. Dr.-Ing. O. Molerus, danke ich herzlich für die Anregung und die Möglichkeit zur Durchführung der Arbeit, sowie sein stetes Interesse, das über viele befruchtende Gespräche wesentlich zur Abrundung des Gesamtwerkes beigetragen hat.

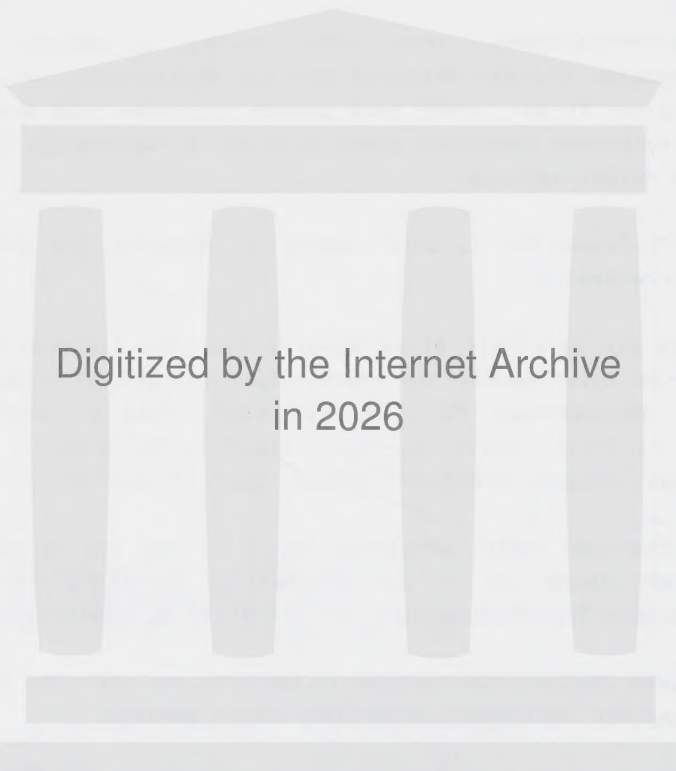
Herrn Professor Dr. F. Durst danke ich sehr für die Übernahme des Korreferates.

Gedankt sei weiterhin allen Mitarbeitern des Lehrstuhls, die durch ihr Zutun wesentlich zum Gelingen der Arbeit beigetragen haben, insbesondere Herrn H. Bachmeier, Frau E. Dachlauer, Herrn H. Drost, Herrn H. Fink, Frau L. Hausschildt, Herrn F. Nagel, Frau R. Scheffler-Kohler, Herrn T. Walter.

Dem Leiter der Zentralwerkstatt Herrn J. Fink und seinen Mitarbeitern danke ich für die sorgfältige Fertigung der halbtechnischen Rührkesselanlage und die stete Hilfsbereitschaft.

Der Firma Stelzer-Rührtechnik in Warburg sei für die Bereitstellung von zwei Modellpropellerrührern gedankt.

Weiterhin sei der Arbeitsgemeinschaft industrieller Forschungsvereinigungen (AIF) für die Bereitstellung von Geldmitteln gedankt, wodurch die Untersuchungen in der halbtechnischen Anlage ermöglicht wurden.



Digitized by the Internet Archive
in 2026

https://archive.org/details/IA41546206_0114

1.	Einführung	1
2.	Kenntnisstand	2
3.	Zielsetzung der Arbeit	8
4.	Suspendieren als Grenzschichtproblem	9
4.1	Wandnahe Strömung	9
4.2	Kräfte, die an in der Grenzschicht liegende Partikeln angreifen	15
4.3	Experimentelle Ergebnisse	19
5.	Suspendieren in der Strömungsmaschine "Rührkessel"	22
5.1	Fluidisierte Partikeln im Rührkessel	23
5.2	Kennlinie eines Rührgefäßes	28
5.3	Experimentelle Ergebnisse	32
6.	Anwendungsgrenzen beider Suspendier- kriterien	36
7.	Verwendete Rührkessel, Thermostatierung	41
8.	Meßtechnik	44
8.1	Strömungsmeßtechnik	44

8.2	Leitfähigkeitsmeßtechnik	55
9.	Auslegungsbeispiele	59
10.	Zusammenfassung	64
11.	Symbolverzeichnis	65
12.	Literaturverzeichnis	69

Mindestrührerdrehzahlen zum Suspendieren von Feststoffpartikeln

1. Einführung

Entsprechend einer von Voit und Mersmann [1] formulierten Einschätzung des Kenntnisstandes werden "seit Jahren Mindestrührerdrehzahlen gemessen und ähnlichkeitstheoretisch dargestellt mit dem ausgesprochen dürftigen Ergebnis, daß bezüglich der Auslegung und vor allem der Maßstabsvergrößerung von Suspendier-Rührwerken eine beträchtliche Verwirrung und Unsicherheit herrscht."

In der zitierten Arbeit haben Voit und Mersmann wohl erstmals schlüssig nachgewiesen, daß eine Verbesserung des ungenügenden Kenntnisstandes vor allem dadurch erzielt werden kann, wenn man sich von der untauglichen Vorstellung frei macht, man könne das in Frage stehende Problem durch Anwendung eines durchgängig gültigen einheitlichen Kriteriums lösen.

In Weiterführung der grundsätzlichen Überlegungen der genannten Autoren wird in einem ersten Teil der eigenen Untersuchungen zum Suspendieren ein Kriterium für das Aufwirbeln feinkörniger Partikeln, d.h. solcher mit niedrigen Archimedeszahlen ($Ar \leq 40$) abgeleitet, das auf der Analyse der turbulenten Grenzschichtströmung und der auf eine Partikel einwirkenden Strömungskräfte aufbaut. In einem zweiten Teil wird ein Kriterium für das Suspendieren grobkörniger Partikeln mit höheren Archimedeszahlen hergeleitet, das bei fluidisierten Partikeln auf einer Analyse der Förderkennlinie eines Rührsystems basiert. Der Vergleich mit eigenen und in der Literatur dokumentierten Messungen zeigt sowohl die Brauchbarkeit beider Kriterien wie auch deren gegenseitige Abgrenzung.

2. Kenntnisstand

In den Bereichen Aufbereitungstechnik und chemische Industrie ist der Rührkessel ein häufig benötigter Reaktionsapparat, worin z.B. Lösevorgänge bzw. chemische Reaktionen durch die starke Verwirbelung durch das Rührorgan beschleunigt ablaufen. In beiden Fällen spielt das Suspendieren von Feststoffen in Flüssigkeiten eine Rolle. Bei der Aufbereitungstechnik werden z.B. suspendierte Erzpartikeln in einer Flüssigkeit ausgelaugt und bei chemischen Reaktionen wird ein suspendierter Katalysator der Flüssigkeit angeboten.

Ein für das Suspendieren von Feststoffen in Flüssigkeiten günstig ausgelegter Rührapparat ist in Abb. 1 dargestellt.

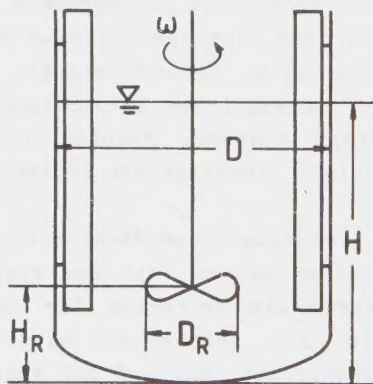


Abb. 1: Geometrie eines zum Suspendieren günstigen Rührgefäßes

Vorteilhaft ist in diesem Zusammenhang ein Rührgefäß, welches mit Strombrechern zur Verhinderung einer Trombenbildung und mit einer strömungsgünstigen Bodenkontur ohne Toträume ausgestattet ist. Die Suspension wird von einem ebenfalls strömungsgünstigen Rührorgan, z.B. einem nach unten fördernden Propellerrührer, umgewälzt.

Alle wesentlichen Suspendieraufgaben können zwischen zwei Grenzzustände eingeordnet werden,

- a) der Minimalsuspension, d.h. es sind keine ruhenden Feststoffablagerungen mehr am Boden zu beobachten,

und

- b) der "homogenen" Suspension, d.h. die Feststoffpartikeln sind quasihomogen über den Behälterinhalt verteilt.

Fall a) stellt für Lösevorgänge eine gewisse Minimalforderung dar, denn es werden gerade alle Partikeln dem Fluid zum Stoffaustausch angeboten, während Fall b) für manche schnelle chemische Reaktionen eine nicht zu umgehende Forderung ist.

Das Suspendierkriterium zu a) läßt sich meßtechnisch relativ leicht bestimmen. In früheren Arbeiten, beispielhaft sei Zwietering [2] genannt, findet hierfür ein "1-s-Liegebleibekriterium" Anwendung, während in dieser Arbeit ein von subjektiven Beobachtungsfehlern weitgehend freies Leitfähigkeitsmeßsystem zur Auswertung eingesetzt wird.

Die Meßanordnungen zu b) sind ungleich aufwendiger. Einkenel [3] und Niesmak [4] wenden zur Erfassung der Verteilung des Feststoffes im Behälter Leitfähigkeits-Sonden - bzw. radioaktive Durchstrahlungs-Meßtechnik an. Im Zusammenhang mit b) wird jedoch oft unter Umgehung aufwendiger Apparaturen ein Vorkriterium, das sogenannte 90 % Schichthöhenkriterium [5] genannt. Ebenso schwierig wie die meßtechnische Erfassung ist auch die Bestimmung eines Kriteriums für den Zustand der "homogenen" Suspension. Da eine wirklich homogene Verteilung des Feststoffes zu erreichen unmöglich ist, muß mit statistischen Beschreibungsmethoden gearbeitet werden. Einkenel gibt für den technisch machbaren Bereich Verteilungsgüten zwischen $\sigma^2 = 0,5$ und $\sigma^2 = 0,25$ an, wobei $\sigma^2 = 0,5$ einer Aufwirbelhöhe von etwa 90 % entspricht. Die Varianz σ^2 beschreibt

hier die axiale Konzentrationsverteilung im Rührkessel

$$\sigma^2 = \frac{1}{z} \sum_{1}^z \left[c_v (h/H) / \bar{c}_v - 1 \right]^2. \quad (1)$$

In Gleichung (1) bedeuten h die lokale Höhe im Rührkessel, $\bar{c}_v$ die aus der Einwaage bekannte mittlere Konzentration.

Vor der Beantwortung der Frage nach einer Optimallösung für die jeweiligen Rühraufgaben müssen noch zwei Gesichtspunkte abgeklärt werden, die insbesondere bei Großrührwerken relevant sind:

1. Der benötigte Leistungseintrag, der vom Rührermotor aufgebracht werden muß,

und

2. die Scale-up-Regel zur Umrechnung vom Versuchsmaßstab auf die Großausführung.

Für den zur Rühraufgabe benötigten Leistungsaufwand kann wie allgemein bekannt (siehe z.B. [3]) angesetzt werden:

$$P = Ne \rho_F \omega^3 D_R^5 \quad (2)$$

In Gleichung (2) stellt Ne den dimensionslosen Leistungsbeiwert des eingesetzten Rührorgans dar, der den Auslegungunterlagen der Rührwerkshersteller entnommen werden kann. Die Rührerwinkelgeschwindigkeit ω kommt multiplikativ in der 3. Potenz vor. Man ist also gut beraten im Sinne von Energieeinsparung die Rührerdrehzahl für den jeweiligen Einsatzfall so niedrig als möglich zu wählen, insbesondere ist es jedoch von Vorteil mit Hilfe von geeigneten Berechnungsmethoden die benötigte Rührerdrehzahl genau genug vorausszusagen.

Laut einer Zusammenstellung von Einkenel [3] wurde bisher zur Berechnung der benötigten Suspendierdrehzahl eine dimensionslose Darstellung vom Gleichungstyp

$$\text{Re}_n = b (\text{Re}_n^2 / \text{Fr}^*)^r (d_p / D_R)^s c_m^t \quad (3)$$

herangezogen, worin Re_n die Rührerreynoldszahl und Fr^* eine erweiterte Froudezahl darstellen.

$$\text{Re}_n = \frac{n D_R^2}{\nu}, \quad (4)$$

$$\text{Fr}^* = \frac{n^2 D_R}{g} \frac{\rho_F}{(\rho_S - \rho_F)}. \quad (5)$$

Der Parameter b und die Exponenten r , s und t sind experimentell gewonnene Größen. Für die Exponenten werden Streubereiche angegeben: $r = 0,45 \dots 0,6$, $s = -0,2 \dots +0,4$, $t = 0 \dots 0,25$.

Die Ursache für die große Streubreite der Exponenten ist zum einen in der Anwendung unterschiedlicher Suspendierkriterien und zum anderen in der Verwendung unterschiedlicher Geometrien zu suchen. Weiterhin spielt das Spektrum der untersuchten Stoffsysteme eine Rolle.

Als Beispiel sei eine in der Literatur häufig zitierte von Zwietering [2] durch Reihenversuche in Rührgefäßen von $D = 0,154 \text{ m}$ bis $0,6 \text{ m}$ ermittelte Beziehung angegeben, mit deren Hilfe die minimal benötigte Rührerdrehzahl für eine in dieser Arbeit verwandte Rührergeometrie errechnet werden kann:

$$n_k = 7,0 D_R^{-0,85} \nu^{0,1} d_p^{0,2} \left[g \frac{(\rho_S - \rho_F)}{\rho_F} \right]^{0,45} \left[100 \frac{\rho_S c_v}{\rho_F (1 - c_v)} \right]^{0,13} \quad (6)$$

Suspendierkriterium ist das "1-s-Liegebleibe" - Kriterium. Bei der Anwendung unterschiedlicher Geometrien muß der Vorfaktor vom Wert 7 in Gleichung (6) entsprechend angepaßt werden.

Für von anderen Autoren ermittelte, abweichende Berechnungsgrundlagen zur minimalen Rührerdrehzahl, sei auf eine Zusammenstellung von Niesmak [4] verwiesen.

Eine der neuesten Arbeiten zum Themenkreis Suspendieren von Feststoffen in Flüssigkeiten ist die von Voit und Mersmann [1]. Hier wird die Vermutung geäußert, daß das Suspendieren nicht durch ein einziges durchgängiges Kriterium beschrieben werden kann. Die Verfasser zeigen, daß nur diffizilere auf physikalischen Grundüberlegungen basierende Betrachtungen zum Ziel führen können. Sie postulieren zwei an einem kritischen d_p/D - Verhältnis gespiegelte Grenzzustände:

1. $d_p/D \lesssim 10^{-3}$ d.h. kleine Feststoffpartikeln in relativ großen Rührgefäßen,

und

2. $d_p/D \gtrsim 10^{-3}$ d.h. grobe Feststoffpartikeln in relativ kleinen Rührgefäßen.

Für Fall 1 soll gelten, daß feine Partikeln im Betriebszustand des Rührkessels mit einer Auftreffwahrscheinlichkeit von nahezu Null den Behälterboden berühren und folglich nur in Schwebelage gehalten werden müssen, d.h. es muß eine mittlere Aufstromgeschwindigkeit erzeugt werden, die mindestens gleich der Partikelsinkgeschwindigkeit ist.

Für Fall 2 geben die Verfasser an, daß die groben Partikeln in kleinen Modellrührwerken mit einer Umwälzfrequenz $f_u = \dot{V}/V$ am Boden abgeschieden werden und die Flüssigkeitsströmung jeweils die erforderliche Differenz potentieller Energie zwischen abgesetzter und homogener Suspension aufbringen muß.

Zur Untermauerung der aufgestellten Hypothese wird in [1] eine Darstellung angegeben, bei der über dem d_p/D - Verhältnis eine modifizierte Froudezahl

$$Fr' = \frac{n^2 D_R^2}{d_p g} \frac{\rho_F}{(\rho_S - \rho_F)} \quad (7)$$

aufgetragen ist. Für kleine d_p/D - Verhältnisse, d.h. Gültigkeit von Fall 1, wird gefunden, daß die modifizierte Froudezahl Fr' unabhängig von d_p/D ist. Für Fall 2 ergibt sich proportionales Abfallen von Fr' zu großen d_p/D - Verhältnissen hin.

Es ist klar, daß für die von Voit und Mersmann [1] formulierten unterschiedlichen Suspendierkriterien keine durchgängig einheitliche Scale-up-Regel angegeben werden kann.

Für Fall 1, das In-Schwebe-Halten, geben Voit und Mersmann [1] als Scale-up-Regel für geometrisch ähnliche Gefäße konstante Umfangsgeschwindigkeit $u_R = \pi n D_R$ an, entsprechend einer Formulierung, daß sich der spezifische Leistungseintrag $\bar{e}$ umgekehrt proportional zum Gefäßdurchmesser verhält ($\bar{e} \sim 1/D$). Für Fall 2 nennen sie eine Scale-up-Regel $\bar{e} \sim \sqrt{D}$, d.h. ein Anwachsen des spezifischen Leistungseintrags entsprechend der Wurzel aus dem Gefäßdurchmesser. Für beide Maßstabsvergrößerungs-Vorschriften muß jedoch gelten, daß sowohl das Versuchsrührwerk, als auch die Großanlage dem gleichen Suspendierkriterium zugeordnet werden können.

Alle sonst bekannten Scale-up-Vorschriften sind in den breiten Bereich $\bar{e} \sim D^{0,5}$ bis $\bar{e} \sim D^{-1}$ einzuordnen, wobei die am besten dokumentierte Arbeit von Einkel [3] bei $\bar{e} \sim D^{-0,3}$ anzusiedeln wäre. Die Maßstabsvergrößerungs-Regel aus den Untersuchungen von Zwietering [2] entspricht einer Veränderung des spezifischen Leistungseintrages $\bar{e} \sim D^{-0,55}$.

3. Zielsetzung der Arbeit

Bei Durchsicht der Literatur fällt auf, daß sich sehr viele Autoren mit dem Ausmessen des Hauptströmungsfeldes im Rührkessel und mit der Darstellung des Suspendierens analog der Fluidisation beschäftigen und dennoch dem Anwender keine schlüssigen Auslegungsrichtlinien anbieten können. Es existiert vielmehr für eine Problemstellung eine Vielzahl verschiedener Vorschläge die Rührerdrehzahl und die Maßstabsvergrößerung zu errechnen, was natürlich Verwirrung auslösen muß. Diese Erkenntnis hat zum einen den im folgenden dargestellten Versuchsablauf sowie die Entwicklung der vorgestellten Theorie geprägt.

Zunächst sollen strömungsmechanische Voruntersuchungen einen vertieften Einblick in die wandnahen Strömungsverhältnisse gewähren, die maßgeblich für das Suspendieren von Feststoffen sind.

Über eine geeignete, auf physikalisch abgesicherte Grundbausteine gegründete Modellbildung soll dem Anwender von Suspendierrührwerken ein Auslegungskonzept an die Hand gegeben werden, das es gestattet, bei geometrischer Ähnlichkeit betriebssichere Suspendierrührgefäße quasi vom Schreibtisch aus zu projektieren. Für abweichende Geometrien soll der Lösungsweg vorgezeichnet werden. Wenn es gelingt das Suspendieren von Feststoffpartikeln mit physikalisch begründeten Modellen richtig zu beschreiben, sollte damit der langjährige Widerspruch in den Scale-up-Aussagen gelöst werden können.

4. Suspendieren als Grenzschichtproblem

4.1 Wandnahe Strömung im Rührkessel

Betrachtet man beispielhaft ein System von feinen Glasperlen ($d_p = 66 \mu\text{m}$) in niedriger Konzentration ($c_v \approx 0,01$), die in Wasser in einem Rührgefäß von $D = 1,5 \text{ m}$ suspendiert sind, so findet man experimentell bei einer Partikelsinkgeschwindigkeit von $w_f = 0,003 \text{ m s}^{-1}$ eine benötigte mittlere Aufstromgeschwindigkeit von ungefähr $0,23 \text{ m s}^{-1}$. Der Unterschied beider Geschwindigkeiten um fast zwei Größenordnungen zwingt die Vermutung auf, daß nur der Teil des Rührkessels maßgeblich für die Erzeugung einer vollständigen Suspension ist, in dem Geschwindigkeiten von der Größenordnung der Partikelsinkgeschwindigkeit herrschen, also der Bereich der wandnahen Strömungsgrenzschicht.

Die nachstehend beschriebenen experimentellen Ergebnisse wurden an Rührkesseln nach Abb. 1 mit $H = D$, $D_R/D = 0,315$, $H_R = D_R$ gewonnen. Die Rührgefäße waren mit 4 Strombrechern bewehrt. Als Rührorgan diente ein nach unten fördernder Propellerrührer. Experimentelle Anordnung und Versuchsdurchführung sind in Kapitel 7 (S. 41 ff) ausführlich beschrieben.

Wie eigene mittels Laser-Doppler-Anemometrie durchgeführte Strömungsmessungen im Abstrombereich des Propellerrührers in einem Rührbehälter von $0,19 \text{ m}$ Durchmesser, sowie aus der Literatur bekannte Messungen, z.B. Lohr [6], zeigen, trifft der Austrittsstrahl des Rührorgans relativ scharf gebündelt auf den Boden des Rührgefäßes, wo er radial nach außen umgelenkt wird. Diese Tatsache ist als Vorinformation für die im folgenden entwickelten Modellvorstellungen wichtig.

Erste Vermutungen, daß der Pol der rotationssymmetrischen Staupunktströmung eine kritische Ablagerungsstelle darstellt, erweisen sich aus der Anschauung der turbulenten Bodenströmung als nicht richtig, da kein stationärer Staupunkt existiert. Als kritischer Bereich zur vollständigen Suspension erweist sich die Randzone des Bodens, der Übergang von der Waagrechten in die Senkrechte. Hier ist erstens die Boden-

grenzschicht über der Lauflänge $D/2$ von der Symmetrieachse des Rührkessels aus gerechnet so weit angewachsen, daß feine Partikeln in den beruhigten Zonen mit zur Wand hin abfallender Strömungsgeschwindigkeit untertauchen können. Zum zweiten ist an dieser Stelle des Rührkessels über den Rollwiderstand der Partikeln hinaus deren Gewicht durch Strömungskräfte zu kompensieren.

Wenn die Bodengrenzschicht eine gewisse Rolle für das Suspensieren spielt, so muß deren Strömungsstruktur und der Bezug zur Rührerdrehzahl näher diskutiert werden. Bestimmend für das Verhalten der wandnahen Strömung ist die zeitlich gemittelte Spitzengeschwindigkeit u_{∞} der Hauptströmung. Abb. 2 zeigt für den einphasigen Fall ein wandnahes Profil der Hauptströmung. Aufgetragen ist die mittlere lokale Geschwindigkeit u_y über dem Wandabstand y . Die zeitlich gemittelte Referenzgeschwindigkeit u_{∞} ist in Abb. 2 ebenfalls eingezeichnet.

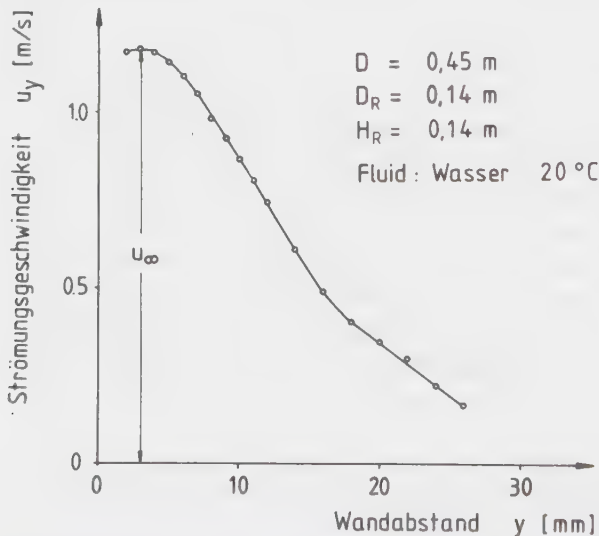


Abb. 2: Zeitlich gemitteltes Strömungsprofil in Abhängigkeit vom Wandabstand

Die Messungen in der Hauptströmung sind mittels Pitotsonden durchgeführt worden.

Da die mittlere Spitzengeschwindigkeit u_{∞} die Beanspruchung an der Wand diktiert und somit als Referenzgeschwindigkeit fungiert, muß deren Abhängigkeit von der Rührerdrehzahl ermittelt werden. Dazu wurden Messungen in drei geometrisch ähnlichen Rührgefäßen von $D = 0,19$ m; $0,45$ m und $1,5$ m Durchmesser durchgeführt. Das Ergebnis kann wie in Gleichung (8) angegeben zusammengefaßt werden:

$$u_{\infty} = K D_R \omega \quad (8)$$

Der Wert K ergab sich zu $K = 0,117$ bei der vorliegenden Rührgefäßgeometrie.

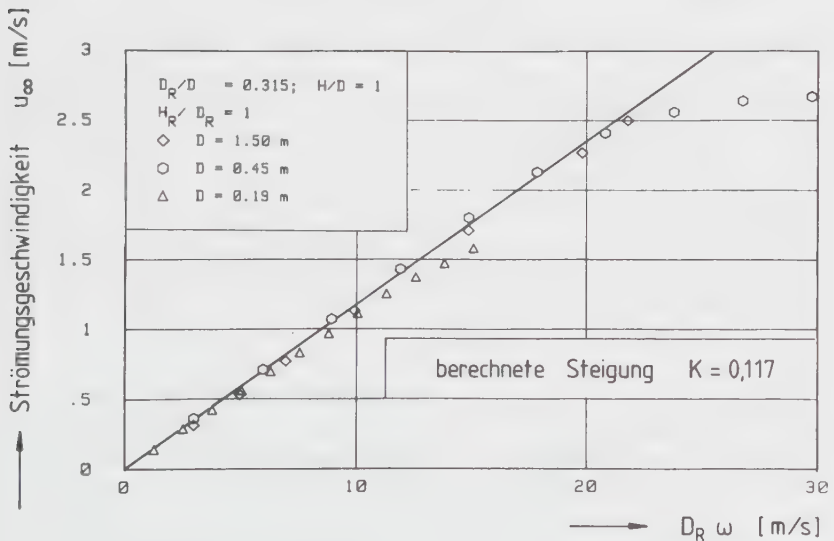


Abb. 3: Abhängigkeit der Referenzgeschwindigkeit u_{∞} von $D_R \omega$ für drei geometrisch ähnliche Rührkessel

Abb. 3 zeigt die Referenzgeschwindigkeit u_{∞} aufgetragen über D_{Rw} . Abweichungen der Meßpunkte von der geraden Linie deuten auf eingeschlagene Luftblasen im Rührerbereich hin. Deutlich ist auch der vollständige Gasdurchbruch im Rührgefäß $D = 0,45$ m bei $u_{\infty} \approx 2,5 \text{ ms}^{-1}$ zu sehen. Hier erreicht der vom Rührorgan erzeugte dynamische Unterdruck gerade den Wert des statischen Druckes durch die Flüssigkeitssäule.

$$(\rho_F/2) u_{\infty}^2 = \rho_F g (H - H_R) . \quad (9)$$

Die Bedingung in Gleichung (9) ist auch die absolute Gültigkeitsgrenze für Gleichung (8).

Die Auswertung eigener LDA- und Hitzdraht-Messungen, sowie die Durchsicht in der Literatur angegebener Meßwerte ([6], [7]) hat einen Turbulenzgrad im Rührkessel von $Tu \approx 0,3 \div 0,5$ ergeben ($Tu = u'/u$). Aus den beobachteten ungewöhnlich hohen Turbulenzintensitäten kann gefolgert werden, daß eine voll entwickelte turbulente Grenzschicht schon wesentlich früher auftritt als bei niedrigeren Turbulenzintensitäten. Deshalb kann angenommen werden, daß in dem für das Suspensieren kritischen Punkt des Rührkessels, der Übergangszone vom Boden zur Rührkesselwand, die allgemeine Formulierung des dimensionslos dargestellten turbulenten Wandprofils und die nach Levich [8] in Gleichung (10) dargestellten Beziehungen Gültigkeit haben:

$$\frac{u_y}{u_{\tau}} = \begin{cases} y^* & (\text{viscous sublayer, } y^* \leq 5) \\ 10 \arctan (0,1 y^*) + 1,2 & (\text{buffer layer, } 5 < y^* \leq 30) \\ 5,5 + 2,5 \ln y^* & (\text{turbulent layer, } y^* > 30) \end{cases} \quad (10)$$

Die sogenannte Schubspannungsgeschwindigkeit ist durch

$$u_{\tau} = \sqrt{\frac{\tau_w}{\rho_F}} \quad (11)$$

definiert und der dimensionslose Wandabstand y^* hat die Form einer Reynoldszahl

$$y^* = \frac{y u_\tau}{\nu} \quad (12)$$

Weil der verwendete Rührkesselboden nur leicht gewölbt (Klörperboden) und rotationssymmetrisch ist, kann die Wandschubspannung τ_w im kritischen Punkt nach der Theorie der turbulent angeströmten ebenen Platte berechnet werden mit der Lauflänge $D/2$ als Abstand von der Plattenvorderkante. Wie bei Schlichting [9] nachzulesen ist, kann unter diesen Bedingungen die lokale Wandschubspannung zu

$$\tau_w = c'_f \frac{\rho_F}{2} u_\infty^2 \quad (13)$$

mit

$$c'_f = \frac{0,0576}{5\sqrt{Re_D}} \quad (14)$$

berechnet werden. Die Reynoldszahl in Gleichung (14) ist durch Gleichung (15) definiert:

$$Re_D = \frac{D u_\infty}{2 \nu} \quad (15)$$

Auflösung von (11) unter Beachtung von (13) und (14) ergibt

$$u_\tau = 0,182 \frac{\sqrt{0,1} u_\infty^{0,9}}{D^{0,1}} \quad (16)$$

In Abb. 4 werden mittels Hitzdrahtanemometrie bestimmte Meßwerte der zeitlich gemittelten Strömungsgeschwindigkeit u_y in extremer Wandnähe im kritischen Punkt mit der Theorie nach Gl. (10) verglichen. Die Schubspannungsgeschwindigkeit u_τ in Abb. 4 errechnet sich durch Einsetzen der gemessenen mittleren Maximalgeschwindigkeit u_∞ in Gl. (16). Die Messungen wurden in einphasiger Strömung durchgeführt.

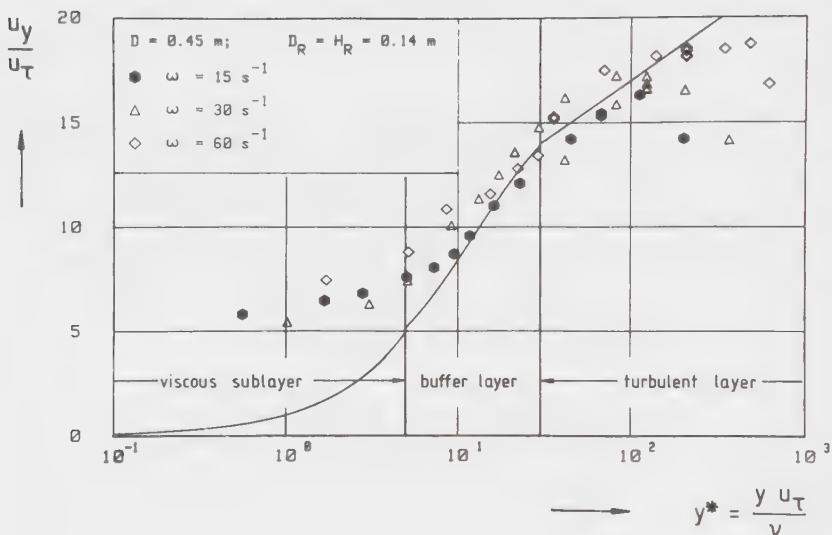


Abb. 4: Turbulente Wandgrenzschicht, Vergleich von Theorie und Messung im kritischen Randbereich des Rührkeselbodens

Trotz einer gewissen Streuung stimmen die Meßwerte im Bereich von buffer layer und turbulent layer recht gut mit Gl. (10) überein. Die großen Abweichungen der experimentellen Werte von der Theorie in der viskosen Unterschicht sind zu erwarten und werden in der Literatur [10] beschrieben. Zur Erklärung veranschauliche man sich zuerst die räumlichen Abmessungen: Die Dicke der viskosen Unterschicht beträgt im untersuchten Drehzahlbereich $100 + 200 \mu\text{m}$. Der zur Messung verwendete Hitzdraht war $50 \mu\text{m}$ dick. In dieser Position bedeuten $50 \mu\text{m}$ eine nennenswerte Raumausdehnung und man kann folglich, insbesondere auch wegen des steilen Geschwindigkeitsgradienten, nicht mehr von einer streng lokalen Messung sprechen. Für die

anderen Grenzschichtbereiche spielt die räumliche Ausdehnung eine untergeordnete Rolle. Außerdem ist aus der Strömungsmeßtechnik wohlbekannt, daß bei Messungen mit Hitzedrähten in extremer Wandnähe eine erhöhte Wärmeabfuhr beobachtet wird, die eine zu hohe Strömungsgeschwindigkeit vortäuscht. Eventuelle Korrekturmöglichkeiten sind in der Literatur [10] angegeben.

Da die bestimmende Größe in Gl. (10), die Schubspannungsgeschwindigkeit u_τ , gegenläufige Auswirkungen auf x - und y - Achse in Abb. 4 zeigt, die Meßwerte in buffer layer und turbulent layer jedoch recht gut mit der Theorie nach Gl. (10) korrespondieren und die Wandbindung bei $y = 0$ erfüllt sein muß, kann als erwiesen angesehen werden, daß die nach Gl. (16) definierte Schubspannungsgeschwindigkeit die Grenzschichtströmung im kritischen Punkt gut beschreibt. Mit Gl. (8), (10) und (16) kann bei geometrischer Ähnlichkeit eine eindeutige Beziehung zwischen Rührerwinkelgeschwindigkeit und Grenzschichtentwicklung im kritischen Punkt aufgestellt werden.

4.2 Kräfte, die an in der Grenzschicht liegende Partikeln angreifen

Die Strömungsverhältnisse, die eine am Boden liegende Partikel vorfindet, sind in Abb. 5 dargestellt. v bedeutet hier die Geschwindigkeit der ungestörten einphasigen Strömung im Abstand $y = d_p/2$ von der Wand.

Zur Abschätzung der Kräfte, die von der Flüssigkeit auf am Boden in der Grenzschicht liegende Partikeln ausgeübt werden, können zwei vereinfachte Grenzfälle formuliert werden:

1. Wandschubspannung, die auf eine am Boden liegende Partikelschicht ausgeübt wird,

und

2. Schleppkraft, die auf eine Einzelpartikel im parallelen Strömungsfeld der Geschwindigkeit v einwirkt.

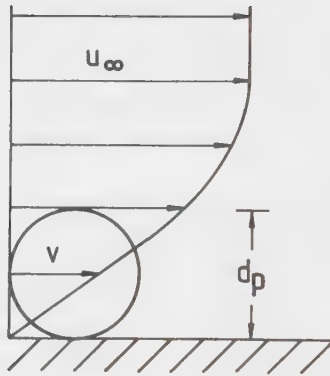


Abb. 5: Einzelpartikel in der Bodengrenzschicht

Aus ähnlichen Überlegungen wie sie zum Einfluß der Oberflächenrauigkeiten auf die Wandreibung bei der Rohrströmung [9] angestellt werden, kann man auch in diesem Fall folgern, daß Modellfall 1, wie er im nachfolgenden Text beschrieben wird, so lange zutreffen wird, als mehrere Partikeln, die hintereinander am Boden liegen, vollständig in die viskose Unterschicht eintauchen. Grenzfall 2 beschreibt den Fall einer Einzelpartikel und stellt im gesamten Archimedeszahlenbereich eine Abschätzung der unter strömungsmechanischen Gesichtspunkten niedrigst möglichen Suspensionsdrehzahl dar.

Bei Fall 1 tritt vollständige Suspension bei Erreichen des folgenden Kräftegleichgewichtes ein:

$$\frac{\pi d_p^2}{4} \tau_w = (\rho_s - \rho_F) \frac{\pi d_p^3}{6} g ,$$

d.h.

$$\tau_w = \frac{2}{3} d_p g (\rho_s - \rho_F) . \quad (17)$$

Einsetzen von Gl. (11) in (17) ergibt nach einer Umformung eine Beziehung zwischen den zwei dimensionslosen Größen Re_τ und Ar :

$$Re_\tau^2 \equiv \left(\frac{d_p u_\tau}{\nu} \right)^2 = \frac{2}{3} \frac{d_p^3 g}{\nu^2} \frac{(\rho_s - \rho_F)}{\rho_F} \equiv \frac{2}{3} Ar. \quad (18)$$

Ein Vergleich von Gl. (18) mit (10) und (12) ergibt, daß folgende Bedingungen gelten müssen:

$0 \leq Re_\tau \leq 5$: die Partikeln liegen vollständig in der viskosen Unterschicht

$5 < Re_\tau \leq 30$: die Partikeln ragen in die buffer layer

$Re_\tau > 30$: die Partikeln ragen in die turbulente Schicht.

Im Fall 2 kann für die Schleppkraft angesetzt werden:

$$F_D = c_D (Re_p) \frac{\pi d_p^2}{4} \frac{\rho_F}{2} v^2 \quad (19)$$

mit

$$Re_p = \frac{d_p v}{\nu} . \quad (20)$$

Das Kräftegleichgewicht für beginnendes Abheben der Partikel ergibt:

$$c_D (Re_p) \frac{\pi d_p^2}{4} \frac{\rho_F}{2} v^2 = (\rho_s - \rho_F) \frac{\pi d_p^3}{6} g,$$

d.h. in dimensionsloser Darstellung formuliert

$$c_D (Re_p) Re_p^2 = \frac{4}{3} Ar . \quad (21)$$

Im Bereich $0 < \theta < \theta_0$ ist $\theta_0 = \arccos \frac{1}{\sqrt{1 + \frac{1}{\epsilon_0^2}}}$ (s. Abb. 1).
 Für $\theta > \theta_0$ ist $\theta_0 = \arccos \frac{1}{\sqrt{1 + \frac{1}{\epsilon_0^2}}}$ (s. Abb. 1).

$$\epsilon_0 = \frac{1}{\sqrt{1 + \frac{1}{\epsilon_0^2}}} \quad (22)$$

Einsetzen von (22) in (11) ergibt:

$$\epsilon_0 = \frac{1}{\sqrt{1 + \frac{1}{\epsilon_0^2}}} \quad (23)$$

Der Vergleich von (11) und (23) zeigt, daß für die Geschwindigkeit $v = c$ die Beziehung $\epsilon_0 = 1$ von der Hand gilt.

$$\epsilon_0 = \begin{cases} \epsilon_0 & \text{für } \theta < \theta_0 \\ \epsilon_0 & \text{für } \theta > \theta_0 \end{cases} \quad (24)$$

Die beiden Geschwindigkeiten stehen in folgender Weise in Beziehung:

$$\epsilon_0 = \frac{1}{\sqrt{1 + \frac{1}{\epsilon_0^2}}} \quad (25)$$

Durch (11), (23), (24) und (25) wird eine eindeutige Beziehung zwischen ϵ_0 und θ hergestellt. Für einen gegebenen Wert ϵ_0 läßt sich aus (11) ein Wert θ_0 mit dem aus (25) ϵ_0 errechnet werden kann. Einsetzen in (24) ergibt das eine Lösung für θ und ist die Lösung

$$\epsilon_0 = \epsilon_0 \quad (26)$$

einmalig bestimmt.

In Abb. 6 sind beide Grenzzustände Gl. (18) und (26) durch ausgezogene Linien dargestellt. Die Linie für das Kriterium der an einer Partikelschicht wirkenden Wandschubspannung liegt oberhalb der Linie für das Kriterium gemäß des Einzelkornwiderstandes. Somit sagt Kriterium 1 höhere Werte u_{τ} und damit höhere Rührerwinkelgeschwindigkeiten für vollständige Suspension voraus.

Der Vollständigkeit halber muß gesagt werden, daß sowohl aus theoretischen, wie aus experimentellen Betrachtungen [12] für eine kugelige Partikel, die auf einer ebenen Fläche in Wandkontakt fixiert ist, ein höherer Widerstandsbeiwert als in der Freiströmung vorausgesagt wird. Der Widerstandsbeiwert nimmt jedoch sofort ab, sobald die Kugel den Wandkontakt verliert und strebt gegen den in der Freiströmung, d.h. die auf die fixiert gedachte Kugel ausgeübten Strömungskräfte überschätzen den Abtrenneffekt aus der Grenzschicht und sind daher in Abb. 6 nicht dargestellt.

4.3 Experimentelle Ergebnisse

Um die Gültigkeit der im vorhergehenden Abschnitt abgeleiteten Grenzschichtkriterien zu überprüfen, wurden eigene Experimente in drei geometrisch ähnlichen Rührgefäßen ($D_R/D = 0,315$, $H_R/D = 1$, $H/D = 1$), die mit Propellerrührern und vier Strombrechern ausgestattet waren, durchgeführt. Die Gefäßdurchmesser betragen $D = 0,19$ m, $0,45$ m und $1,5$ m.

Zur Bestimmung des Suspenderkriteriums wurde ein in einem späteren Abschnitt näher beschriebenes Leitfähigkeitsmeßsystem eingesetzt. Dadurch konnten subjektive Beobachtungsfehler, die bei visueller Entscheidung z.B. nach dem 1-Sekunden-Liegebleibe-Kriterium auftreten, weitgehend ausgeschaltet werden.

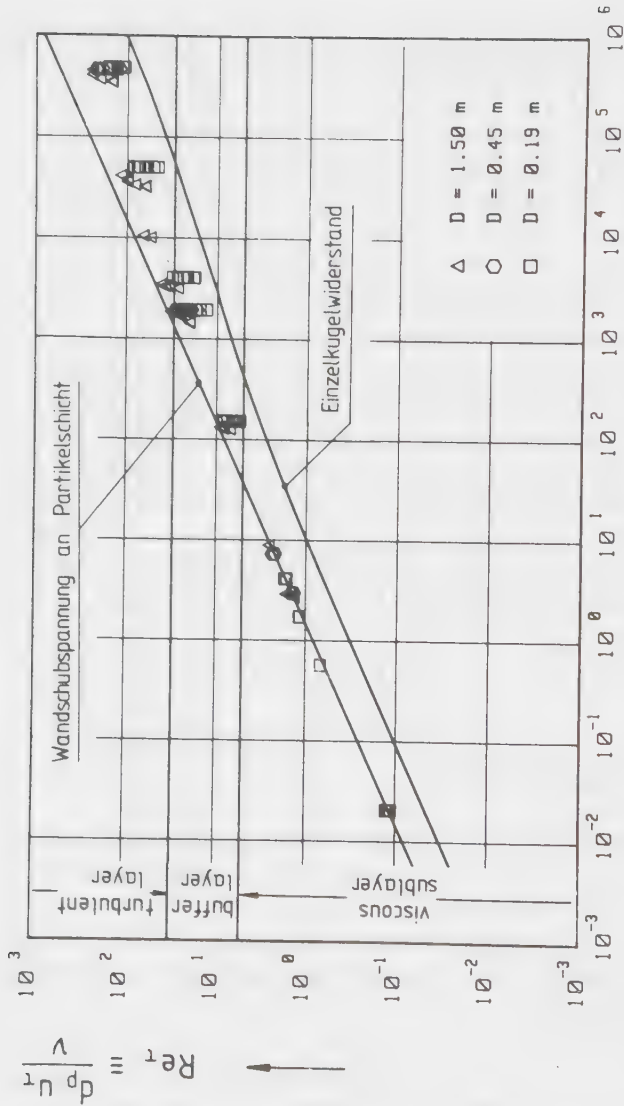


Abb. 6: Vergleich der Theorie nach dem Grenzschichtkriterium mit experimentellen Ergebnissen

Die in Abb. 6 dargestellten Meßpunkte sind Zustandspunkte vollständiger Suspension, d.h. es bleiben Feststoffpartikeln nicht länger als ≈ 1 Sekunde am Boden liegen.

Die Fluid-Partikel-Kombinationen für die Versuchsläufe wurden so ausgewählt, daß eine möglichst breite Variation im technisch interessanten Bereich des turbulent durchmischten Rührkessels gegeben war.

Feststoff	Dichte $\rho_s \left[\text{kg m}^{-3} \right]$	mittlerer Partikel- durchmesser $d_p \left[\mu\text{m} \right]$
Stahlperlen	7715	170
	7639	522
	7841	911
	7841	1937
Glasperlen	2490	34
	2480	66
	2742	90
	2480	220
	2483	514
	2496	654

Tabelle 1: Untersuchtes Feststoffmaterial

Die Feststoffvolumenkonzentrationen wurden so weit als möglich im Bereich von $0,5 \% \leq c_v \leq 30 \%$ variiert. Bei Stahlpartikeln erreicht man schon teilweise vor 10 Vol % die Drehzahlgrenze der RührerMotoren.

Als Fluid kamen Leitungswasser bzw. Äthylenglykol-Wasser-Gemische zum Einsatz.

Wie nicht anders zu erwarten ist, folgen die Meßwerte für $Ar \lesssim 40$, d.h. für $Re_{\tau} \lesssim 5$, also für Partikeln, die vollständig in die viskose Unterschicht eintauchen, dem Wandschubspanungskriterium Gl. (18), das bei einer Partikel-Fluid-Kombination für alle Volumenkonzentrationen eine einzige eindeutig aus Gl. (8), (16) und (18) berechenbare Rührerwinkelgeschwindigkeit voraussagt, solange nicht die Förderkennlinie des Rührsystems unterschritten wird. Versuchspunkte für $Ar \lesssim 40$, bei denen die Leistungsgrenze bei der nach dem Grenzschichtkriterium vorausgesagten Rührerdrehzahl überschritten wird, liegen oberhalb der nach Gl. (18) vorausgesagten Re_{τ} -Werte, d.h. sie benötigen für vollständige Suspension eine höhere Drehzahl des Rührorgans (vergl. Kapitel 5).

Die starke Aufsplitterung der Meßwerte für $Ar \gtrsim 40$ deutet darauf hin, daß hier von vorneherein ein anderes Suspendierkriterium für die untersuchten Rührkombinationen gelten muß. Darauf wird in dem folgenden Abschnitt 5 näher eingegangen.

5. Suspendieren in der Strömungsmaschine "Rührkessel"

Im folgenden wird nach einem Vorschlag von Molerus eine Möglichkeit der Voraussage der minimal für vollständige Suspension benötigten Rührerdrehzahl bei vorwiegend grobkörnigen Partikeln, d.h. $Ar \gtrsim 40$, erarbeitet, die auf zwei zunächst unabhängigen Grundüberlegungen basiert:

1. einer geeigneten Darstellung des konzentrationsabhängigen Druckverlustes fluidisierter Partikeln

und

2. der Analyse der Kennlinie eines Rührkessels analog zur Ähnlichkeitstheorie der Strömungsmaschinen.

5.1 Fluidisierte Partikeln im Rührkessel

Aufgrund von offensichtlichen Inhomogenitäten des Strömungsfeldes in einem Rührkessel können Beziehungen zur Voraussage der Minimaldrehzahl nur auf der Basis vereinfachender Annahmen abgeleitet werden.

Die im folgenden hergeleiteten Überlegungen beziehen sich auf das Hauptströmungsfeld im Rührkessel und vernachlässigen die Tatsache, daß die Partikeln aus der Strömungsgrenzschicht in der Bodenzone gehoben werden müssen. So kann als ein Grenzfall die Fluidisation der Feststoffpartikeln im Außenbereich a des Rührkessels (gestrichelter Bereich in Abb. 7) definiert werden. Für diesen Fall wäre der Rührer mit einem Zentralrohr R umgeben, welches als Überlauf für den Außenbereich des Rührkessels dient.

Unter der Voraussetzung der Gleichverteilung im Rührgefäß ist die Volumenkonzentration mit

$$c_v = \frac{V_s}{\frac{\pi D^2}{4} H} \quad (27)$$

definiert. Daraus errechnet sich für einen Zustand nach Abb. 7 die Konzentration im Außenbereich

$$c_{va} = \frac{c_v}{1 - \left(\frac{D_R}{D}\right)^2} \quad (28)$$

Solange jedoch $(D_R/D)^2 \ll 1$ ist, kann genau genug mit $c_{va} \approx c_v$ gerechnet werden.

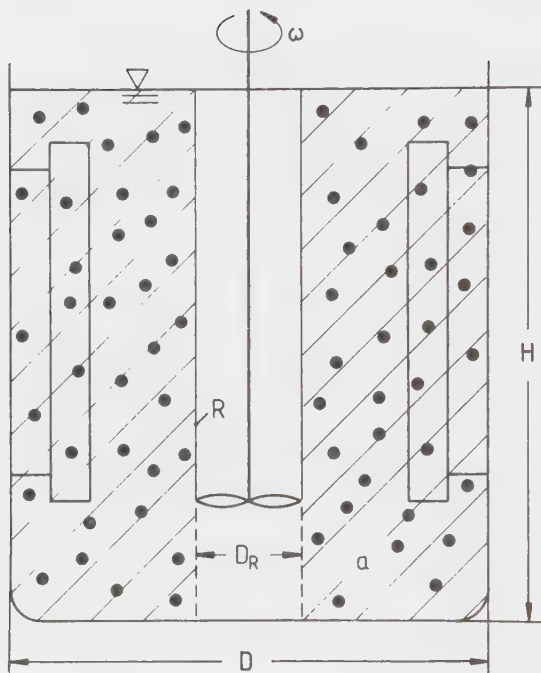


Abb. 7: Theoretisch gedachte Fluidisation von Feststoffpartikeln im Außenbereich des Rührkessels (gestrichelter Bereich)

Mit Fluidisation im Außenbereich nach Abb. 7 kann die statische Druckdifferenz zwischen Boden und Flüssigkeitsobergrenze im Innenbereich zu

$$\Delta P_i = \rho_F g H \quad (29)$$

angegeben werden. Unter Voraussetzung von $c_{va} \approx c_v$ ergibt sich dahingegen der Druckverlust im Außenraum zu:

$$\Delta P_a = \left[c_v \rho_s + (1 - c_v) \rho_F \right] g H . \quad (30)$$

Die statische Druckdifferenz, die unter diesen Voraussetzungen vom Rührer aufgebracht werden muß, errechnet sich somit aus der Differenz der Druckverluste im Außen- und Innen-Bereich.

$$\Delta P_{\text{stat}} = \Delta P_a - \Delta P_i = c_v (\rho_s - \rho_F) g H, \quad (31)$$

d.h. es muß als statischer Druckverlust Gewicht minus Auftrieb der Partikeln aufgebracht werden.

In einer Veröffentlichung von Molerus [13] wurde eine Darstellung der Bettexpansion bei homogener Fluidisation abgeleitet, woraus sich auf der Basis aus der Literatur bekannter Meßergebnisse eine Beziehung für homogene Fluidisation bis $Re < 2000$ ergibt:

$$Eu_{F1} = \frac{24}{Re} \left\{ 1 + 0,347 \left[\frac{r_o}{\delta} + \frac{1}{2} \left(\frac{r_o}{\delta} \right)^2 \right] \right\} + \frac{4}{\sqrt{Re}} + 0,4 + 0,565 \left(\frac{r_o}{\delta} \right). \quad (32)$$

Mit der in diesem Text verwendeten Nomenklatur kann für die Eulerzahl der homogenen Fluidisation geschrieben werden;

$$Eu_{F1} = \frac{4}{3} \frac{(\rho_s - \rho_F)}{\rho_F} \frac{d_p g}{u_{Fa}^2} (1 - c_v)^2 = \frac{4}{3} \frac{\Delta P_{\text{stat}}}{\rho_F u_{Fa}^2} \frac{d_p}{H} \frac{(1 - c_v)^2}{c_v}. \quad (33)$$

Diese Beziehung kann als dimensionslose Darstellung des Druckgradienten $\Delta P_{\text{stat}}/H$ in einer Wirbelschicht interpretiert werden. Die Reynoldszahl wird durch Gl. (34) definiert

$$Re \equiv \frac{u_{Fa} d_p}{(1 - c_v) \nu}. \quad (34)$$

In Gl. (33) und (34) bedeutet u_{Fa} die sogenannte Leerrohrgeschwindigkeit im Außenraum des Rührkessels. Das Längenverhältnis

$$\frac{r_0}{s} = \frac{1}{\sqrt[3]{\zeta \rho_F}} \quad (35)$$

wird mit einem Packungsparameter ζ gebildet, der aus Experimenten zur homogenen Fluidisation zu $\zeta = 0,9$ erhalten wird.

Im folgenden wird anstelle der dimensionslosen Größen Eu_{Fl} und Re die dazu gleichwertige multiplikative Verknüpfung von ihnen, der dimensionslose Partikeldurchmesser

$$\delta = \sqrt[3]{Ar} = \sqrt[3]{\frac{s (\rho_s - \rho_F)}{v^2 \rho_F}} d_p \quad (36)$$

und die dimensionslose Leerrohrgeschwindigkeit im Außenraum

$$v = \sqrt[3]{\frac{\rho_F}{s (\rho_s - \rho_F)}} u_{Fa} \quad (37)$$

verwandt. Die Einführung von (36) in (33) ergibt eine implizite Gleichung für Re

$$\begin{aligned} \frac{4}{3} Re^3 = & 24 Re \left\{ 1 + 0,347 \left[\frac{r_0}{\delta} + \frac{1}{2} \left(\frac{r_0}{\delta} \right)^2 \right] \right\} + \\ & + 4 Re \sqrt{Re} + \left[0,4 + 0,565 \left(\frac{r_0}{\delta} \right) \right] Re^2, \end{aligned} \quad (38)$$

die iterativ gelöst werden kann.

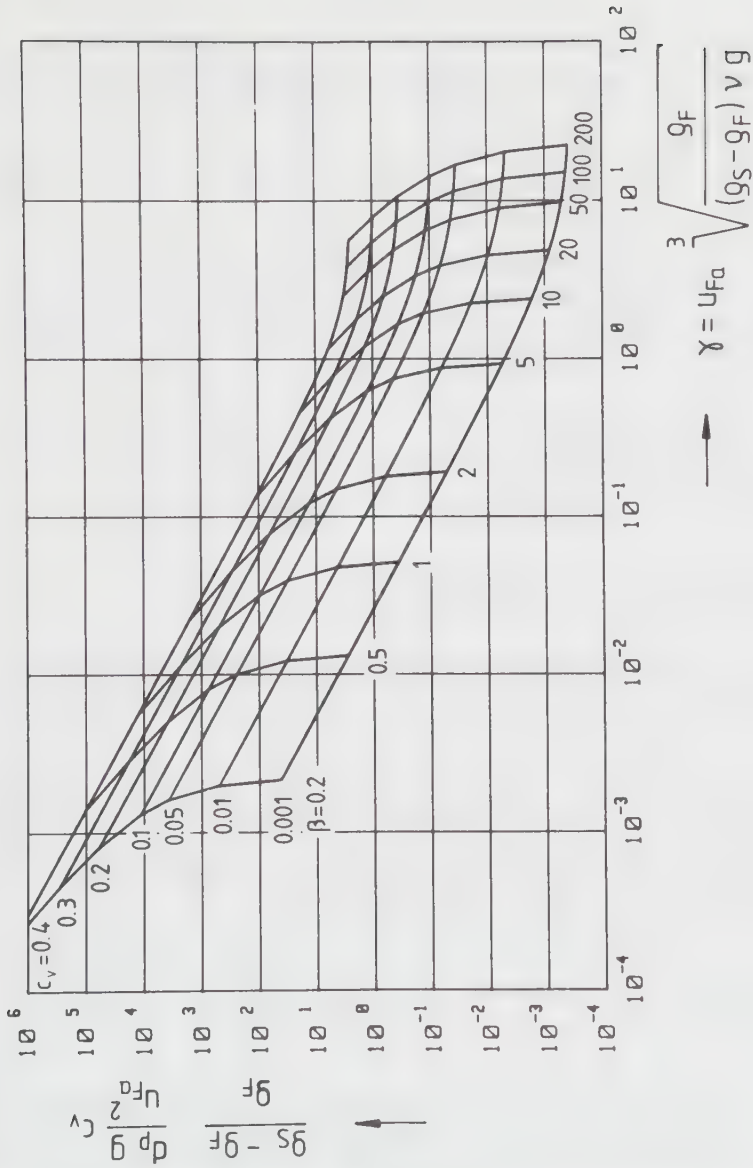


Abb. 8: Zustandsdiagramm zur Fluidisation von Feststoff-Partikeln im Außenraum des Rührkessels

Das Zustandsdiagramm in Abb. 8 stellt die iterative Lösung dar. Hier ist der dimensionslose Druckgradient

$$\frac{\Delta P_{\text{stat}}}{\rho_F u_{Fa}^2} \frac{d_F}{H} = \frac{(\rho_S - \rho_F)}{\rho_F} \frac{d_F g}{u_{Fa}^2} c_v = \frac{3}{4} Eu_{F1} \frac{c_v}{(1 - c_v)^2} \quad (39)$$

über der dimensionslosen Leerrohrgeschwindigkeit γ , nach Gl. (37), aufgetragen. Es ergibt sich eine Kurvenschar mit c_v als Parameter. Gegebene Partikel-Fluid-Kombinationen sind durch Linien $\beta = \text{const}$ dargestellt.

Das Zustandsdiagramm nach Abb. 8 stellt also nichts anderes als den konzentrationsabhängigen Widerstand kugelliger Partikeln ohne jeglichen Bezug zum Rührsystem dar.

5.2 Kennlinie eines Rührgefäßes

Ein mit Rührer und Strombrechern ausgerüsteter Rührkessel ist nichts anderes als eine spezielle Variante des allgemeinen Typs "Strömungsmaschine". Es ist somit klar, daß, wie für andere Strömungsmaschinen (z.B. Kreiselpumpen) wohlbekannt, auch der Rührkessel eine charakteristische Kennlinie $\Delta H = \Delta H(\dot{V})$ für eine bestimmte Rührerwinkelgeschwindigkeit ω besitzt. D.h. es existiert eine eindeutige Beziehung zwischen statischer Druckhöhe und durchgesetztem Volumenstrom.

In einer leichten Modifikation nach Abb. 9 des gegebenen Rührkessels kann dieses Verhalten auch deutlich sichtbar gemacht werden.

Durch Einfügen eines mit Strombrechern bewehrten Innenrohres kann jeweils bei konstanter Rührerwinkelgeschwindigkeit ω die Abhängigkeit der statischen Druckhöhe ΔH in Abhängigkeit vom Volumenstrom $\dot{V}$ und somit die Kennlinie $\Delta H = \Delta H(\dot{V})$ aufgenommen werden.

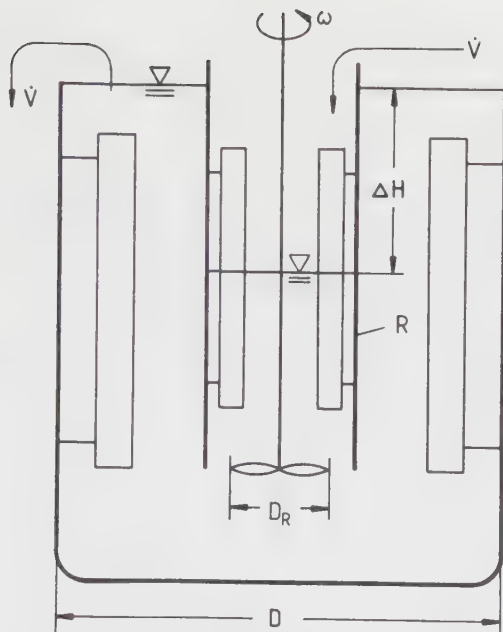


Abb. 9: Experimentelle Anordnung zur Darstellung der Kennlinie eines Rührkessels

In jedem Lehrbuch über Strömungsmaschinen (so auch in [14]), ist nachzulesen, daß die Ähnlichkeitstheorie für genügend große Reynoldszahlen, bezogen auf den Durchfluß $\dot{V}$, für die Kennlinie einer Strömungsmaschine bei unterschiedlichen Drehzahlen auf eine einzige dimensionslose Charakteristik führt, die durch die Beziehung der beiden dimensionslosen Größen:

$$\varphi = \frac{\dot{V}}{D_R^3 \omega} \quad (40)$$

und

$$\psi = \frac{\Delta H \, g}{D_R^2 \omega^2} = \frac{\Delta P_{\text{stat}}}{\rho_F (D_R \omega)^2} \quad (41)$$

$$V_2 = (1 - \alpha_V) \quad (42)$$

geordnet werden, was auf die mittlere Aufströmgeschwindigkeit im Außenraum führt:

$$V_2 = \frac{V_1(1 - \alpha_V)}{\frac{r_0^2}{a} \left[1 - \left(\frac{r_0}{a} \right)^2 \right]} \quad (43)$$

In ähnlicher Weise kann für die mittlere Dichte der gelühten Suspension angegeben werden:

$$\rho_{\text{Susp}} = (1 - \alpha_V) \rho_g + \alpha_V \rho_s \quad (44)$$

Mit (43) und (44) können aus (40) und (41) folgende, die zweiphasige Strömung charakterisierende dimensionslose Größen aufgestellt werden, nachdem jeweils die Geometriefaktoren angegeben wurden:

$$V_2 = \frac{V_{2a}}{(1 - \alpha_V) V_1 a} \quad (45)$$

und

$$\rho_2 = \frac{\rho_{\text{Susp}}}{(1 - \alpha_V) \rho_g + \alpha_V \rho_s} V_1 a \quad (46)$$

Vor einer endgültigen Anwendung ist es sinnvoll für die graphische Darstellung eine der dimensionslosen Beziehungen durch eine multiplikative Verknüpfung von (45) und (46) zu ersetzen. Dies führt auf das endgültige Resultat, welches in dimensionsloser Form die Merkmale des Durchsatzes beschreibt:

$$V_2 \rho_2 = \frac{V_{2a} \rho_{\text{Susp}}}{(1 - \alpha_V) \rho_g + \alpha_V \rho_s} \quad (47)$$

und

$$\psi_{R.K.} = \frac{(1 - c_v)^2 \Delta P_{stat}}{[(1 - c_v) \rho_F + c_v \rho_s] u_{Fa}^2} \quad (48)$$

5.3 Experimentelle Ergebnisse

Für das in Kap. 5.1 vorgestellte Konzept ist die Leerrohrgeschwindigkeit u_{Fa} nur eine Rechengröße, die bei gegebener Feststoff-Fluid-Kombination (d.h. gegeben: ρ_s , d_p , ρ_F , v) und bekannter Feststoff-Volumenkonzentration c_v eindeutig aus dem Zustandsdiagramm Abb. 8 abgelesen werden kann. Aus der Ordinate in Abb. 8 ergibt sich zugleich die mit Gl. (39) definierte dimensionslose Größe $\Delta P_{stat}/(\rho_F u_{Fa}^2)$. Der Rührerdurchmesser D_R ist bei gegebener Gefäßgeometrie ebenfalls bekannt. Somit bleibt als einzige in den Beziehungen (47) und (48) noch nicht festgelegte Größe die Rührerwinkelgeschwindigkeit ω für vollständige Suspension übrig.

Wenn das in Kap. 5 vorgestellte Konzept zutrifft, müssen alle Versuchspunkte, die in verschiedenen großen, jedoch geometrisch ähnlichen, Rührgefäßen bei vollständiger Suspension gewonnen werden, eindeutig eine Kurve $\psi_{R.K.} = \psi_{R.K.}(\varphi_{R.K.})$ beschreiben, die Kennlinie des Suspendiergefäßes. Dieses Modell muß für den gesamten Archimedeszahlenbereich und für alle Volumenkonzentrationen, wenn sie ein pumpfähiges Gemisch darstellen, zutreffen, solange keine anderen strömungsmechanischen Hinderungsgründe, z.B. Suspendieren aus der Grenzschicht, ins Feld geführt werden können.

Um die Gültigkeit des Konzepts zu überprüfen, wurden diejenigen Meßwerte aus den in Kap. 4.3 angesprochenen Versuchspunkten ausgewählt, die in den beiden, hinsichtlich der Größe extremen, Rührgefäßen ($D = 0,19$ m und $1,5$ m; $D_R/D = 0,315$, $H/D = 1$) für Archimedeszahlen $Ar \gtrsim 40$ durchgeführt wurden. Die Variation der Konzentration war im Rührgefäß mit $D = 0,19$ m : $0,005 \leq c_v \leq 0,3$ und im Gefäß mit $D = 1,5$ m : $0,005 \leq c_v \leq 0,1$.

Abb. 10 zeigt die über eigene Suspendiermessungen zur Minimaldrehzahl gewonnene Kennlinie der geometrisch ähnlichen Rührsysteme in dimensionsloser Form.

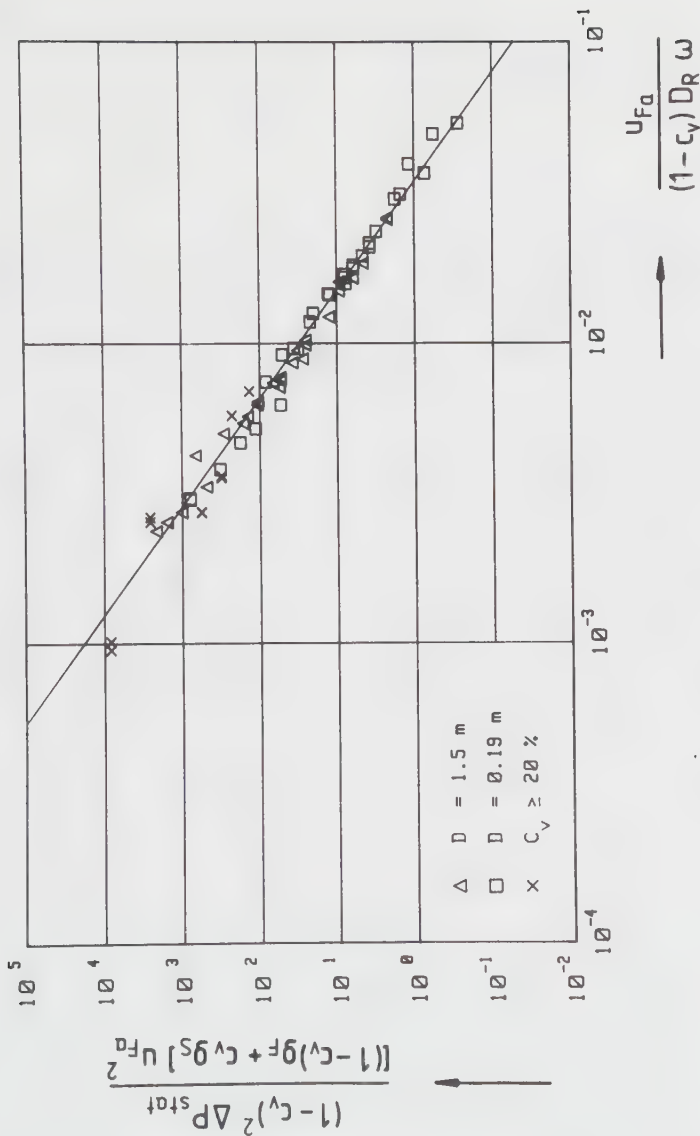


Abb. 10: Experimentelle Überprüfung des vorgestellten Konzepts

Für die in Abb. 10 angegebene Regressionsgerade kann folgende Gleichung angegeben werden:

$$\log (\psi_{R.K.}) = - 4,05 - 2,77 \log (\varphi_{R.K.}) \quad (49)$$

Die vorliegende Beziehung $\psi_{R.K.} = \psi_{R.K.} (\varphi_{R.K.})$ ist selbstverständlich keine Kennlinie des Rührsystems im herkömmlichen Sinne, denn sie kann nicht bei $\omega = \text{const}$ durchgemessen werden. Sie ist vielmehr aus den bei verschiedenen Rührerwinkelgeschwindigkeiten auftretenden Betriebspunkten bei vollständiger Suspension rekonstruiert. Meßtechnisch wurden die Minimalrührerdrehzahlen, wie schon in Kap. 4 erwähnt, mit einem Leitfähigkeitsmeßsystem erfaßt, das eine von subjektiven Beobachtungsfehlern weitgehend freie Auswertung zuläßt.

Welchen Einfluß unterschiedliche Suspendierkriterien auf die Auswertung nach dem in diesem Kapitel vorgestellten Konzept zeigen, demonstriert Abb. 11. Hier sind Meßwerte von Einzel [3], die in, zu den eigenen geometrisch ähnlichen, Rührkesseln mit den Durchmessern $D = 0,19 \text{ m}$ und $0,365 \text{ m}$ nach dem 90 % Schichthöhenkriterium gewonnen wurden, eingetragen. Die Variation in der Feststoffvolumenkonzentration betrug auch hier $0,005 \leq c_v \leq 0,3$. Die ausgezogene Linie in Abb. 11 stellt die über eigene Suspendierversuche ermittelte Kennlinie des Rührkesseltyps für Minimalsuspension dar. Es ist deutlich zu sehen, daß Meßwerte, die auf homogene Verteilung des Feststoffes abzielen, also durch das Vorkriterium "90 % Schichthöhe" bestimmt wurden, zu kleineren Werten $\varphi_{R.K.}$, also höhere Rührerdrehzahlen verschoben liegen. Die prinzipielle Gültigkeit des in Kap. 5 hergeleiteten Modells wird jedoch auch hier durch die parallele Lage der Versuchspunkte zu der bei Minimalsuspensionsbedingungen ausgemessenen Kennlinie der Rührkessel unterstrichen.

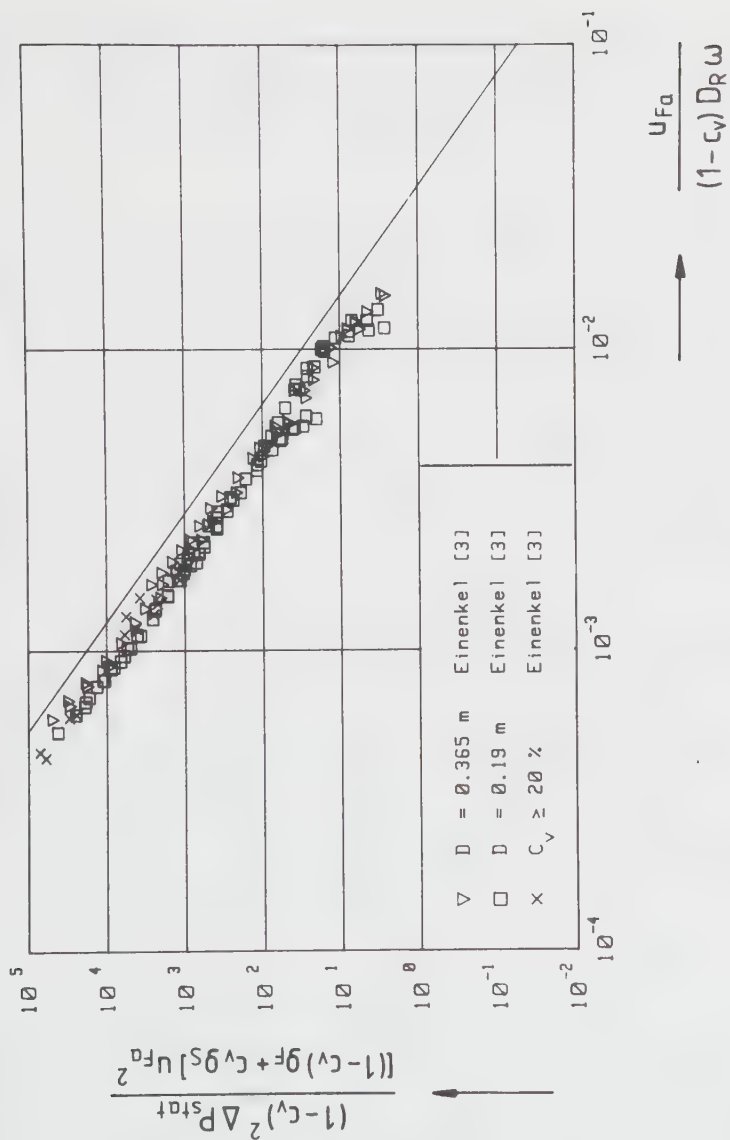


Abb. 11: Meßwerte von Eininkel [3], 90 % Schichthöhenkriterium

Abweichungen der Meßwerte von der Parallelen zur Kennlinie zu kleinen Werten $\phi_{R.K.}$ bei kleinen Volumenkonzentrationen deuten auf die Schwierigkeit hin, die unter diesen Bedingungen stark fluktuierende Feststoff-Schichthöhe abzulesen.

6. Anwendungsgrenzen beider Suspendierkriterien

Unter der Voraussetzung einer turbulenten Rührkesselströmung können anhand von Abb. 6 die formalen Grenzen der in Kap. 4 aus strömungsmechanischer Sicht abgeleiteten Suspendierbedingungen verdeutlicht werden. Die Abschätzung nach Gl. (26) für die "Minimalsuspension" einer Einzelkugel darf als unterster Grenzwert für ein gegebenes Stoffsystem für Konzentrationen $c_v \rightarrow 0$ angesehen werden. Für den technisch relevanteren Fall der Partikelschicht kann aus strömungsmechanischer Sicht das Wandschubspannungskriterium nach Gl. (18) angesetzt werden, solange $Re_\tau \lesssim 5$, d.h. die Wand hydraulisch glatt ist. Für $Re_\tau > 5$, d.h. für aus der viskosen Unterschicht herausragende Partikeln, findet ein intensivierter Impulsaustausch von Fluid und Partikeln, die an der Wand liegen, statt. Das äußert sich in einem erhöhten Wandwiderstand, d.h. in, im Vergleich zu den Bedingungen in Gl. (18) erniedrigten Rührerdrehzahlen für die Minimalsuspension. Diese Überlegungen gehen konform mit den für die Rohrreibung angestellten Berechnungen [9], wurden jedoch nicht näher in dieser Arbeit verfolgt, da für technisch interessante Einsatzfälle im hohen Archimedeszahlenbereich sowieso die Beziehungen nach Kap. 5 eher angebracht sind.

Als weitere Forderung muß beachtet werden, daß, selbst wenn die Partikeln für niedrige Feststoffvolumenkonzentrationen aus dem Wandbereich gehoben werden können, bei hohen Feststoffkonzentrationen, entsprechend der Kennlinie des Rührgefäßes, eine größere Leistung vom Rührer gefordert wird, die

nur durch Erhöhen der Rührerdrehzahl wieder erreicht werden kann. Selbstverständlich muß hierbei, wie in Kap. 5 abgeleitet, in engem Zusammenhang das Suspendierverhalten der Partikeln und die Kennlinie der Strömungsmaschine "Rührkessel" betrachtet werden.

Die Frage, nach welchem Kriterium die Suspendierdrehzahl berechnet werden soll, kann nun so beantwortet werden: Für Stoffsysteme mit Archimedeszahlen $Ar \lesssim 40$, d.h. Partikeln, die in der viskosen Unterschicht liegen, muß sowohl die nach dem Wandschubspannungskriterium Gl. (18) als auch die nach dem Drosselkriterium Gl. (40) und (41), bzw. für ein geometrisch ähnliches Rührsystem Gl. (49), benötigte Rührerdrehzahl berechnet werden. Da es sich bei beiden Modellvorstellungen nach Kap. 4 und Kap. 5 um Minimalforderungen handelt, ist zur Aufrechterhaltung der vollständigen Suspension die größere der beiden Rührerdrehzahlen einzustellen.

Zur Untermauerung der obengenannten Auslegungsrichtlinie ist in Abb. 12 ein Stoffsystem ($d_p = 66 \mu m$, $\rho_s = 2480 \text{ kg m}^{-3}$, Wasser) dargestellt, bei dem sowohl im kleinsten ($D = 0,19 \text{ m}$) als auch im größten ($D=1,5 \text{ m}$) untersuchten Rührgefäß bei unterschiedlichen Feststoffvolumenkonzentrationen unterschiedliche Suspendierkriterien angewendet werden müssen. Eine Nichtbeachtung der Tatsache würde eine Falschdimensionierung für die angegebenen Volumenkonzentrationen bis zum Faktor 3 bezgl. der Drehzahl zur Folge haben.

In der linken Hälfte von Abb. 12 ist als ausgezogene Linie Gl. (18), das Wandschubspannungskriterium, eingetragen. Im halbtechnischen Rührkessel folgen die Meßwerte bis 3 Vol % und im kleinen Modellgefäß bis 10 Vol % recht gut den Bedingungen nach Gl. (18). Für 4 Vol % bzw. 20 und 30 Vol % müssen höhere Rührerdrehzahlen zur Erzeugung einer vollständigen Suspension aufgewendet werden. Warum das so ist verdeutlicht die rechte Hälfte der Abb. 12.

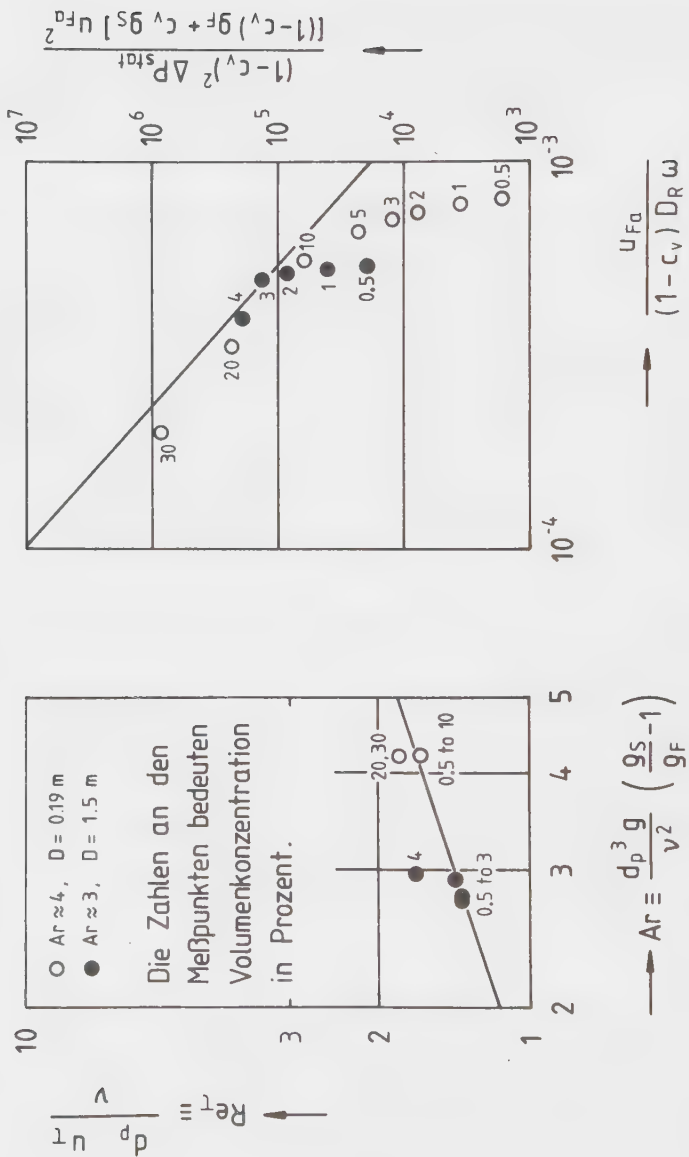


Abb. 12: Schlüsselexperiment als Grenzfall zwischen beiden Modellvorstellungen

Hier ist als durchgezogene Linie die Förderkennlinie der geometrisch ähnlichen Rührgefäße nach Gl. (49) eingetragen. Für kleine Volumenkonzentrationen ($c_v < 3 \text{ Vol \%}$ bzw. $c_v < 10 \text{ Vol \%}$) liegen die Versuchspunkte unterhalb der durchgezogenen Linie, also bei bis zu 3 mal höheren Drehzahlwerten als sie durch die Förderkennlinie vorausgesagt werden. Erst ab Erreichen der Bedingungen nach Gl. (49) folgen die Meßpunkte der Förderkennlinie. Bei kleinen Volumenkonzentrationen steht also das Herauslösen der Partikeln aus der Grenzschicht im Vordergrund, während für höhere Konzentrationen das Aufrechterhalten der Suspension wichtig ist.

Die, trotz gleicher Partikelgröße, niedrigere Archimedeszahl im halbertechnischen Rührkessel ist durch den mit kälterem Wasser gefahrenen Versuch zu erklären, hat jedoch für die oben genannten Ergebnisse keine Bedeutung.

Im Gegensatz zu Abb. 12, in der ein an der Grenze beider Modellvorstellungen zum Suspendieren liegendes System vorgestellt wird, sind in Abb. 13 nur Kombinationen eingezeichnet, für die im gesamten Konzentrationsbereich das Grenzschichtkriterium angewendet werden muß. Die einer Arbeit von Einzel [3] entnommenen Meßwerte sind nach dem 90 % Schichthöhenkriterium ausgewertet, das bei hohen Volumenkonzentrationen, im Vergleich zum Kriterium "keine ruhende Strähne am Boden", zu hohe Rührerdrehzahlen voraussagt.

Für Partikel-Fluid-Kombinationen bei großen Archimedeszahlen, d.h. $Ar \gtrsim 40$, genügt, zumindest für die in dieser Arbeit untersuchten Systeme, eine Auswertung nach Modell 2, wie sie in Kap. 5 hergeleitet und in Abb. 10 graphisch dargestellt wird. Für extrem kleine Volumenkonzentrationen ($c_v < 0,01$) muß jedoch auch hier die aus strömungsmechanischer Sicht niedrigst mögliche Minimalrührerdrehzahl für Einzelpartikeln beachtet werden, wie sie als Abschätzung über Gl. (26) definiert ist.

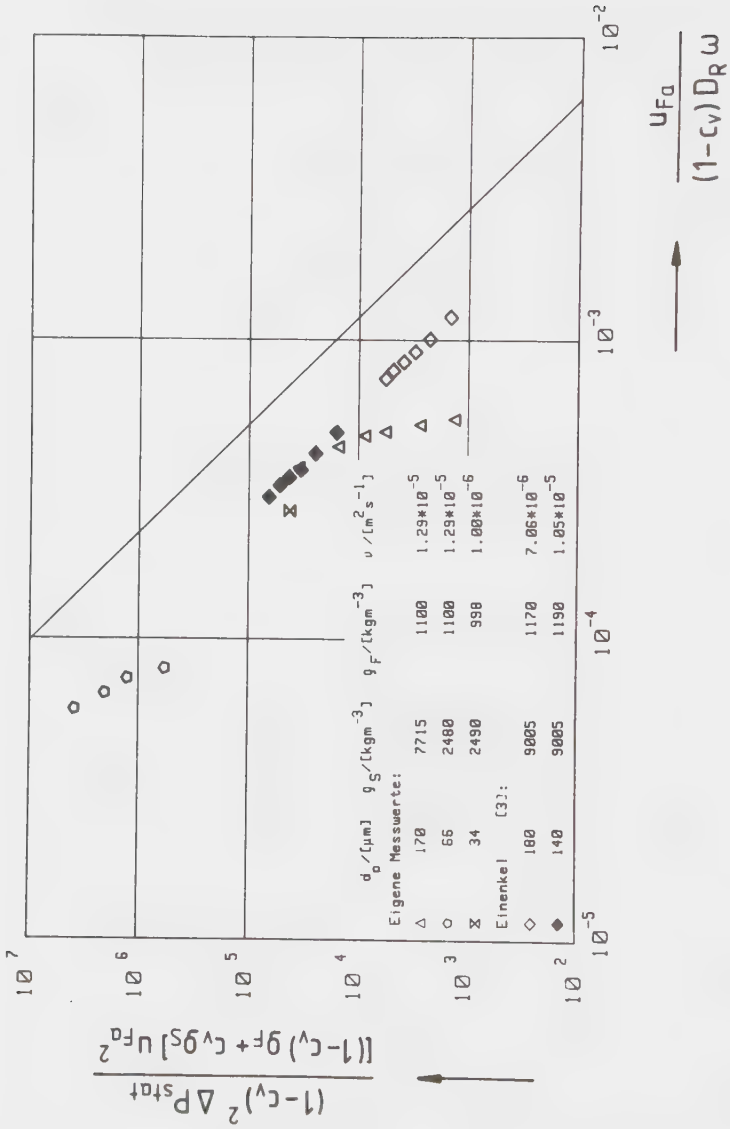


Abb. 13: Versuchsläufe, die nur dem Grenzschichtkriterium zuzuordnen sind

7. Verwendete Rührkessel, Thermostatierung

Zur Versuchsdurchführung standen 3 geometrisch ähnliche Rührkessel mit 4 Strombrechern zur Verfügung mit den Durchmessern $D = 0,19 \text{ m}$, $0,45 \text{ m}$ und $1,5 \text{ m}$. Die beiden kleinen Modellgefäße waren aus durchsichtigem Kunststoffmaterial gefertigt, um den Suspendierverlauf auch optisch verfolgen zu können. Der halbertechnische Suspendierkessel bestand aus Edelstahl.

Abb. 14 zeigt beispielhaft für die beiden kleinen Modellrührkessel die etwas vereinfachte Konstruktionszeichnung des Gefäßes mit $D = 0,19 \text{ m}$.

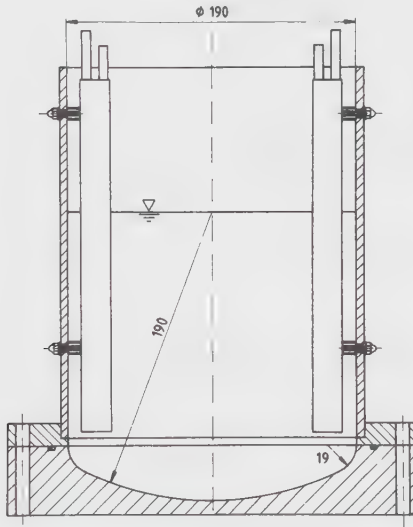


Abb. 14: Modellrührkessel, $D = 0,19 \text{ m}$

In Abb. 15 ist die Prinzipskizze der halbertechnischen Versuchsanlage dargestellt.

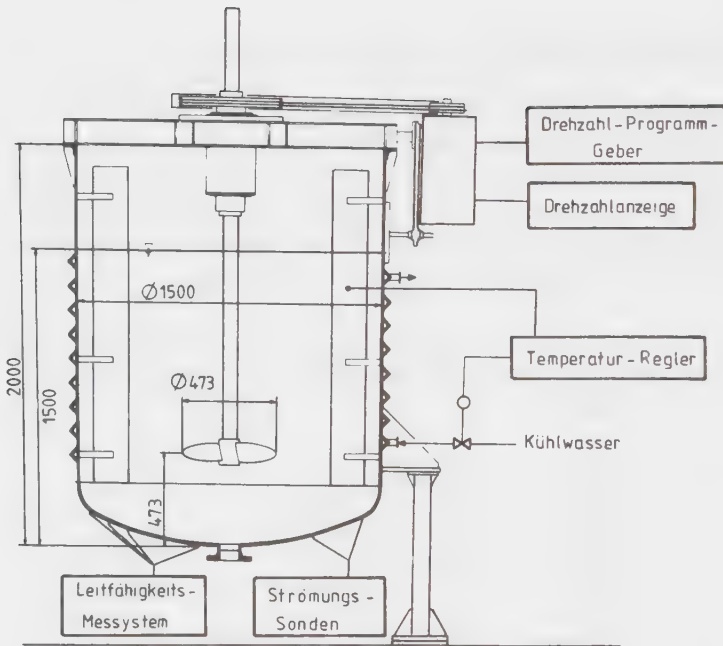


Abb. 15: Halbtechnische Rührkesselanlage, $D = 1,5 \text{ m}$

Alle drei Rührgefäße wurden mit folgender Endausrüstung gefahren:

Füllhöhe	:	$H = D$
Rührerdurchmesser/Gefäßdurchmesser	:	$D_R/D = 0,315$
Rührer-Bodenabstand	:	$H_R = D_R$
Rührertyp	:	Propeller, 3-flügelig, $\alpha = 24^\circ$
Leitblechbreite	:	$1/10 D$
Leitblech-Wand-Abstand	:	$1/20 D$

Für einige wenige Versuche wurde auch ein Rührertyp mit konstanter Steigung eingesetzt.

Die Rührerwelle für die beiden kleineren Rührgefäße wurde direkt von einem 2,2 kW Gleichstrommotor angetrieben. Die Drehzahlregelung erfolgte im Bereich von 0 - 3000 U/min über einen phasenanschnittgesteuerten Thyristorsatz. Die Drehzahl konnte entweder von Hand oder über eine digital-analog arbeitende Rampensteuerung mit einstellbarem Rampenanstieg bzw. -abfall verändert werden. Über die Rampensteuerung war ein halbautomatisierter Versuchsablauf möglich. Die Geschwindigkeit des Drehzahlanstiegs bzw. -abfalls durfte jedoch nicht das Prinzip der Quasistationarität verletzen. Als Orientierung diente die Relaxationszeit des Stoffsystems. Die Drehzahlmessung erfolgte jeweils direkt an der Rührerwelle über eine Lochscheibe und Infrarot-Gabellichtschranke. Das Ergebnis wurde digital über einen Frequenzzähler bzw. analog auf einem Schreiber angezeigt.

Das Rührorgan der halbtechnischen Anlage wurde von einem seitlich angebauten 20 kW Gleichstrommotor mit einer Drehzahluntersetzung von 3 : 1 über zwei Keilriemen angetrieben. Maximal war eine Wellendrehzahl von 750 U/min möglich. Alle Meß- und Steuereinrichtungen glichen im wesentlichen denen der Modellrühranlagen.

Insbesondere bei hohen Rührerdrehzahlen werden beträchtliche Wärmemengen über das Rührorgan in den Kesselinhalt eingebracht. Deshalb war für alle Rührkessel eine Thermostatierung vorgesehen. Die Modellrührkessel wurden, wie in Abb. 16 zu sehen ist, jeweils über zwei hohle Strombrecher indirekt beheizt bzw. gekühlt und somit, gesteuert durch einen Dreipunktregler, mit einer Genauigkeit von $\pm 0,1^\circ \text{C}$ auf Temperatur gehalten. Damit war für die empfindlichen Hitzdraht-Strömungsmessungen, bzw. für längere Suspendierversuche, eine Einhaltung der Fluidaten gewährleistet.

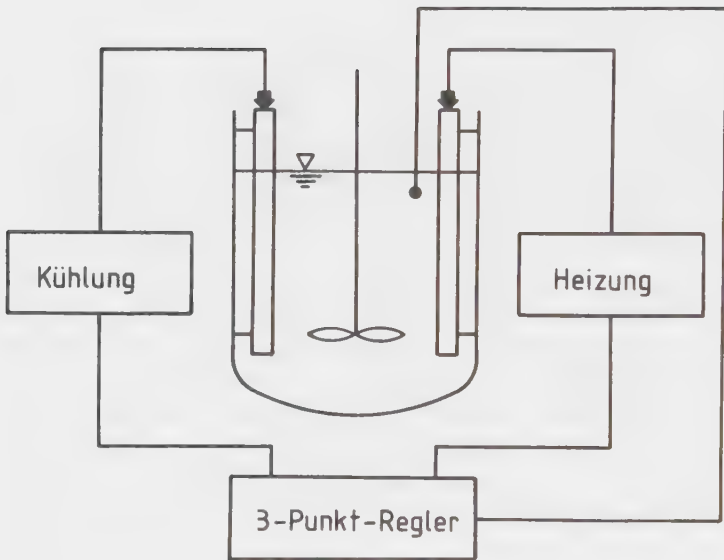


Abb. 16: Temperaturregelung der Modellrührkessel

Für die halbtechnische Suspendieranlage war die Temperaturregelung zum Zeitpunkt des Entstehens der Versuchsdaten noch im Bau. So konnte nur die aus Abb. 15 ersichtliche Kühlanlage unregelt zum Dämpfen des Temperaturanstiegs bei hohen Rührerdrehzahlen eingesetzt werden. Die physikalischen Fluiddaten wurden aus der mittleren Versuchstemperatur berechnet.

8. Meßtechnik

8.1 Strömungsmeßtechnik

Die meisten Geschwindigkeitsinformationen über das Hauptströmungsfeld im Rührkessel in Wandnähe wurden über Druckmessungen mittels Pitot-Sonden gewonnen. Abb. 17 zeigt eine solche Meßsonde.

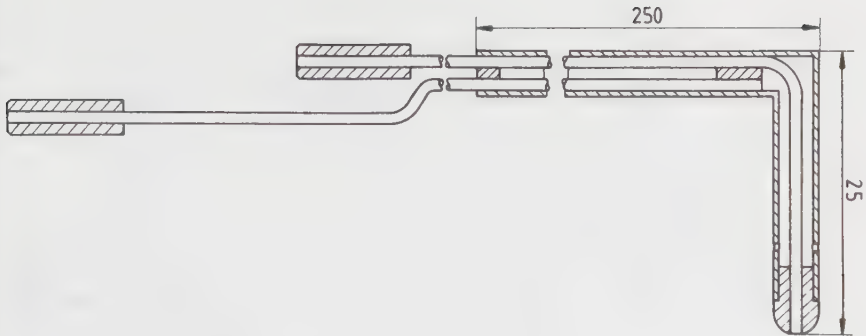


Abb. 17: Pitot-Sonde für Strömungsmessungen im Rührkessel

Der gekrümmten Bodenkontur des Rührkessels, an der die Strömungsmessungen durchgeführt wurden, war durch eine weitgehende Miniaturisierung des Meßkopfes und eine scharf rechtwinklige Bauweise Rechnung getragen. So konnten, bezogen auf die Staudruckbohrung, Strömungsmessungen bis in 2 mm Wandnähe durchgeführt werden. Damit trotz der hohen Turbulenz der Rührwerksströmung eine echte Differenzbildung von Staudruck und statischem Druck im Kopf der Pitot-Sonde möglich war, wurden Staudruck und statischer Druck über laufzeitausgleichende Kapillaren zum Differenzdrucktransmitter weitergeleitet.

Bei den Rührkesseln mit $D = 0,45$ m und 1,5 m wurden die Strömungsmeßsonden über, möglichst nahe am für das Suspendieren kritischen Außenrand des Rührgefäßes liegende, Bodendurchführungen eingebracht; beim Rührkessel mit $D = 0,19$ m mußten die Meßsonden über eine Stativhalterung von oben eingeführt werden.

Abb. 18 zeigt die Bodendurchführung für den Rührkessel mit $D = 0,45$ m.

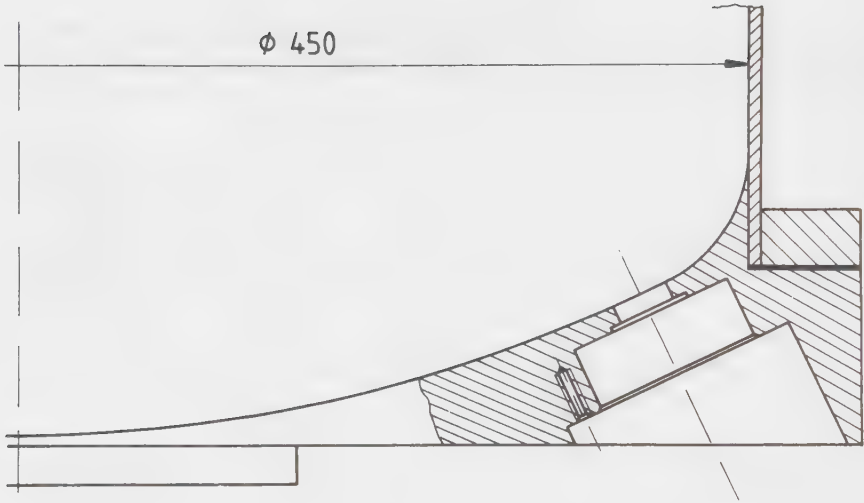


Abb. 18: Bodendurchführung für Meßsonden

In Abb. 19 sind zwei aus Vorversuchen stammende, wandnahe Strömungsprofile für, von der bei den Suspensionsmeßreihen verwendeten geometrisch ähnlichen Konfiguration, abweichende Rührkesselausrüstungen mit unterschiedlichen Rührerdurchmessern dargestellt.

Die Strömungsmeßtechnik zu den in Abb. 4 dargestellten Wandgrenzschichtuntersuchungen war ungleich schwieriger zu handhaben.

Aus Vorversuchen war klar, daß Heißfilmsonden in professioneller Ausführung in diesen realen Rührgefäßen, in denen zuvor noch Suspensionen gefahren worden waren, trotz guter Reinigung der Gefäße, keine lange Standzeit haben konnten und damit einen hohen finanziellen Einsatz erfordert hätten.

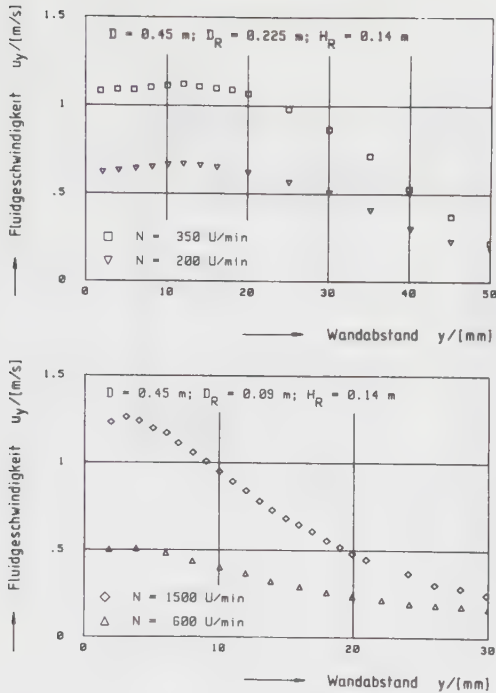


Abb. 19: Wandnahe Strömungsprofile im Rührkessel $D = 0,45$ m bei unterschiedlichen Rührerdurchmessern

Deshalb wurden die Grenzschichtuntersuchungen mit robusteren Eigenbau-Hitzdrahtsonden vorgenommen, die jedoch einen höheren Eichaufwand erforderten. Abb. 20 zeigt die Konstruktion der Hitzdrahtsonde. Als Hitzdraht wurde ein Edelstahldraht mit 5 mm Länge und 50 μ m Durchmesser eingesetzt, der mit Hilfe eines Mikroschweißgerätes auf die Zuleitungsdrähte aufgeführt war. Die Ansteuerung der Sonde und Auswertung der Geschwindigkeitsinformation wurde über ein Konstant-Temperatur-Anemometer der Firma DISA und angeschlossenen Rechner vorgenommen. Wegen des relativ niedrigen Innenwiderstandes, des Drahtes, und nicht zuletzt um ein Überschreiten der Zersetzungsspannung des Wassers zu verhindern, wurde nur eine Überhitzung von 10 K gefahren.

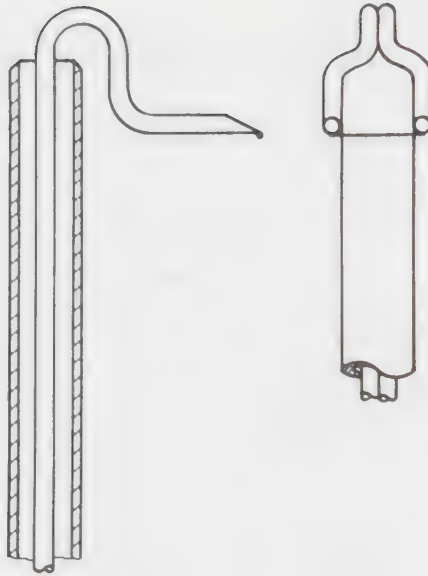


Abb. 20: Selbstbau - Hitzdrahtsonde

In einem in Abb. 21 dargestellten Eichkreislauf wurde die Eichkurve des Hitzdrahtes aufgenommen und im angeschlossenen Rechner abgespeichert, wobei für die Referenzgeschwindigkeit die simultane LDA-Messung ausgewertet wurde. Danach wurden sofort, unter Einsatz des gleichen gereinigten Wassers aus dem Vorratsbehälter des Eichkreislaufes, die Wandgrenzschichtmessungen im Rührbehälter mit $D = 0,45$ m vorgenommen.

Zur statistischen Auswertung der Hitzdrahtsignale wurden jeweils 2000 Meßwerte herangezogen. Die sichere Zuordnung des Hitzdrahtortes zum Wandabstand war durch eine Mikrometer - Sonden - Verstellung gewährleistet.

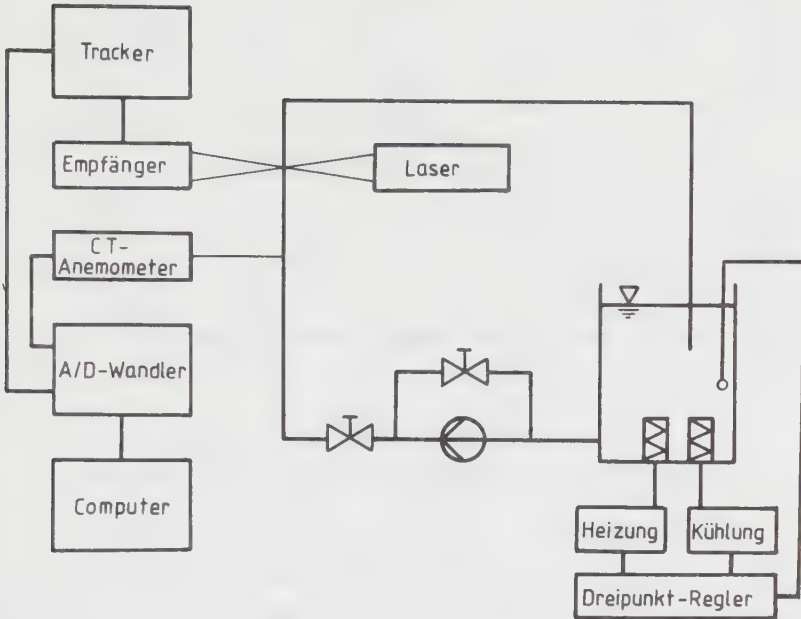


Abb. 21: Eichkreislauf zur Hitzdrahteichung

Abb. 22 gibt einen Eindruck in das, in $325\text{ }\mu\text{m}$ Wandabstand bei einer Rührerdrehzahl von 600 U/min aufgenommene, Geschwindigkeitsspektrum der Strömung in extremer Wandnähe. Da das vorliegende Hitzdrahtmeßsystem auf Robustheit getrimmt und nur zur Messung von mittleren Geschwindigkeiten ausgelegt ist, ist zu erwarten, daß die Größe der Schwankungsgeschwindigkeit eher untertrieben dargestellt ist. Die nachfolgend beschriebenen Laser-Messungen im zweidimensionalen Modell belegen dies.

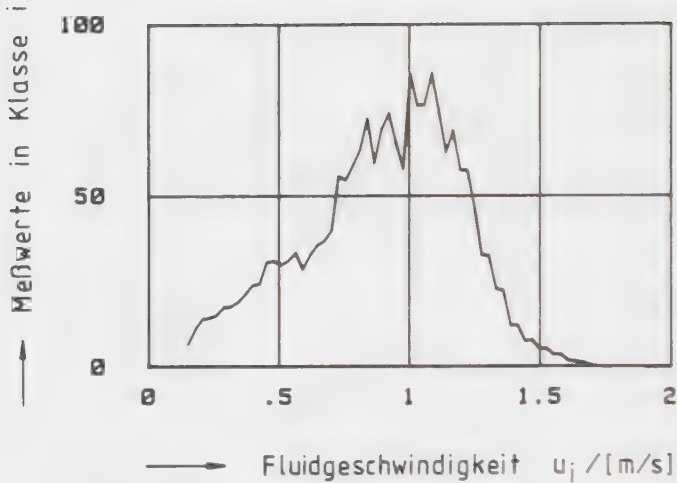


Abb. 22: Geschwindigkeitsspektrum in 325 μ m Wandabstand,
 $N = 600$ U/min

Um einen tieferen Einblick in die Strömungsstruktur der wandnahen Strömung zu bekommen wurden begleitend Laser-Doppler-Geschwindigkeitsmessungen in einem zweidimensionalen Rührgefäß-Modell vorgenommen, das quasi einen ebenen Schnitt durch das kleinste Rührkesselmodell darstellt. Selbstverständlich sind die in einem ebenen Modell gewonnenen Erkenntnisse nicht kritiklos auf den rotationssymmetrischen Fall übertragbar. Da jedoch die Laser-Doppler-Anemometrie ein tragheitsloses Meßsystem ist, kann hiermit zumindest die richtige Größenordnung der bodennahen Wandturbulenz gemessen werden. Im rotationssymmetrischen Rührkessel wären solche bodennahen Geschwindigkeitsmessungen mit Laser-Doppler-Anemometrie nur unter hohem Aufwand und dann nur in einer rückstreuenden Anordnung denkbar gewesen. Abb. 23 gibt eine Vorstellung über den Aufbau des ebenen Rührkesselmodells. Als Rührorgan war bei diesen Messungen, zu Versuchszwecken, ein dreiflügeliger Propeller-rührer mit konstanter Steigung im Einsatz.

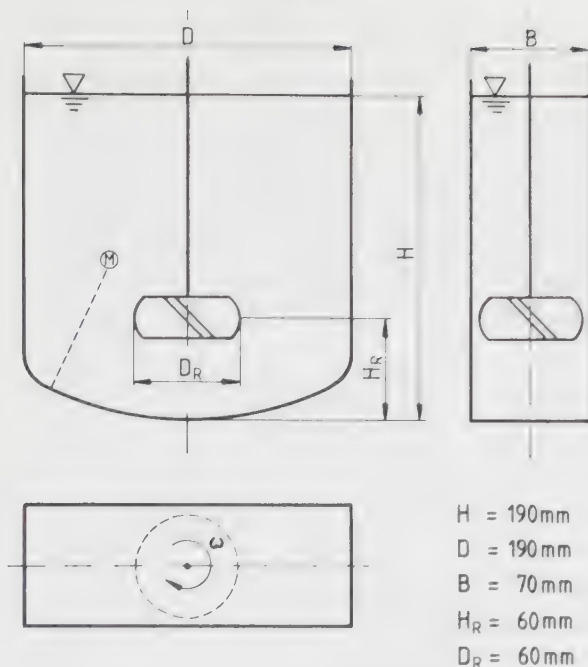


Abb. 23: Aufbau des zweidimensionalen Rührkesselmodells mit Andeutung der wandnormalen Meßebeine (M)

Abb. 24 zeigt ein in der Meßebeine M gemessenes wandnahes Strömungsprofil. Es sind mittlere Strömungsgeschwindigkeit u_y und Schwankungsgröße u_y' in Strömungsrichtung eingetragen. Die Strömungsprofile im ebenen Modell haben, wegen des stark eingegengten Raumes bei sonst gleichem Rührorgan, ein breites Plateau auf dem Niveau der mittleren Spitzengeschwindigkeit.

Zum Nachweis des scharf gebündelten Rühreraustrittsstrahls bei den für die Suspensionsversuche verwendeten Rührorganen und um eine Vorstellung über die Größe des Gesamtvolumenstroms zu bekommen, wurden weitere Laser-Doppler-Messungen in einem quasirotationssymmetrischen Rührkessel mit $D = 0,19 \text{ m}$ durchgeführt.

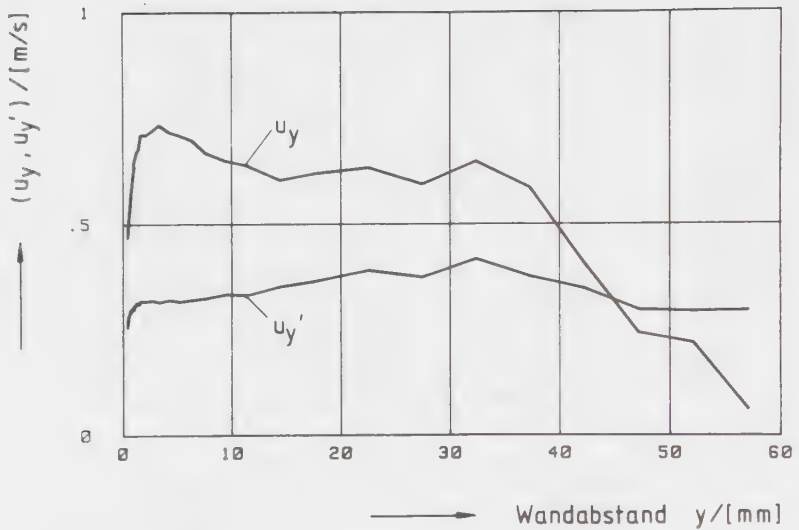


Abb. 24: Wandnahes Strömungsprofil, $N = 1000$ U/min,
ebener Rührkessel

Die bauliche Ausführung des bewehrten Rührgefäßes ist in
Abb. 25 zu sehen.

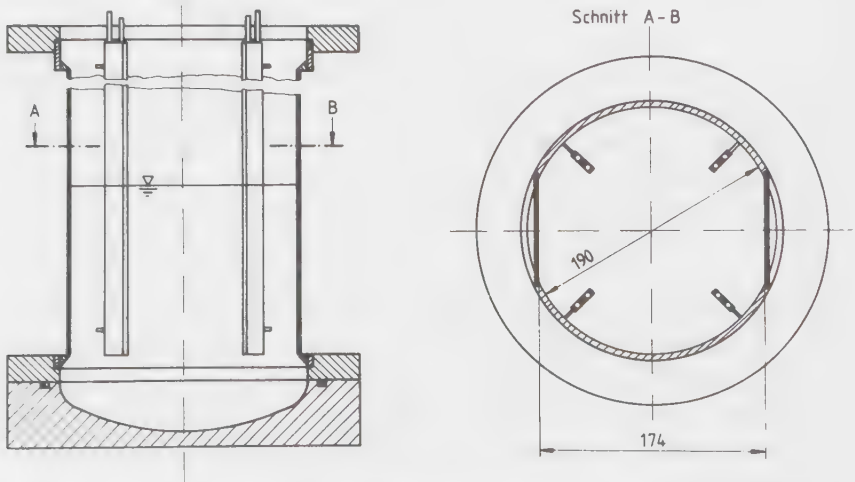


Abb. 25: Modifiziertes Rührgefäß für Volumenstrommessungen

Die beiden planparallelen Glasscheiben, die als Abplattung in Abb. 25 zu sehen sind, sind ein bei diesen Laser-Messungen in einem Kunststoffgefäß notwendiges Zugeständnis an den optischen Strahlengang, stellen jedoch für die Volumenstrommessungen keine dramatische Veränderung der Rotationssymmetrie dar. Für das in Abb. 26 dargestellte Axialgeschwindigkeitsprofil im angedeuteten Meßschnitt in 70 mm Bodenabstand war der Rührerabstand vom Boden 90 mm.

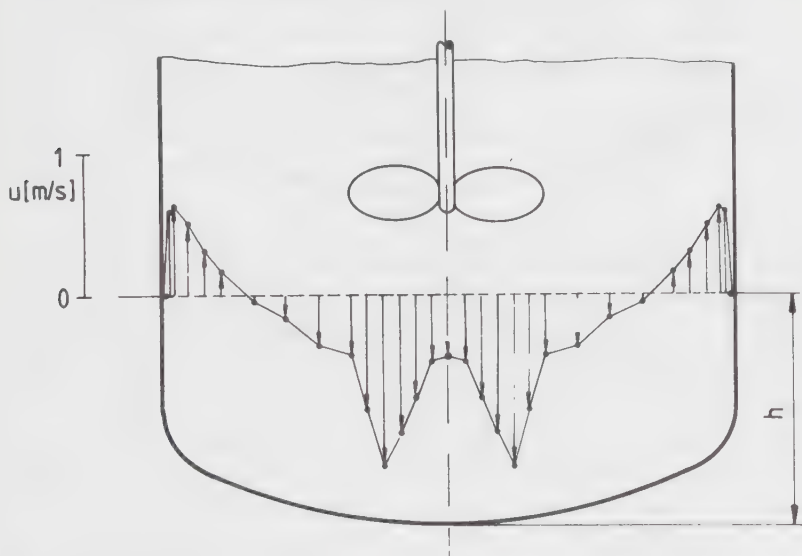


Abb. 26: Axialgeschwindigkeitsprofil, $D=0,19$ m, $N=1000$ U/min

Abb. 27 zeigt einen Ausschnitt aus dem Isotachenfeld unter dem Rührorgan und ist als Beweis zu werten, daß der Rühreraustrittsstrahl relativ geradlinig Richtung Boden zielt.

Durch Integration über einen Schnitt des Axialgeschwindigkeitsprofils kann der mittlere Volumendurchsatz im Rührkessel berechnet werden.

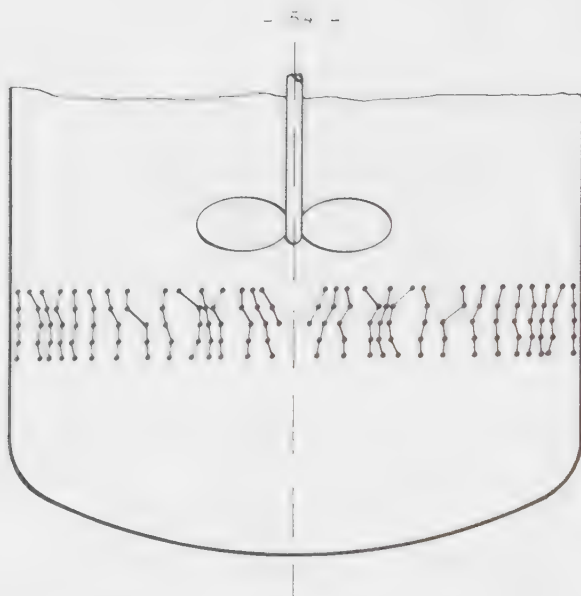


Abb. 27: Ausschnitt aus dem Isotachenfeld, $N = 1000 \text{ U/min}$

Das Ergebnis für verschiedene Drehzahlen ist in Abb. 28 dargestellt und zeigt eine lineare Abhängigkeit des Volumenstroms $\dot{V}$ von der Rührerdrehzahl N .

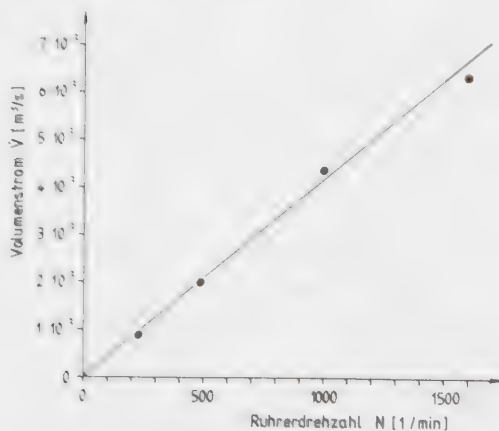


Abb. 28: Rührervolumenstrom $\dot{V}$ als Funktion der Rührerdrehzahl N

8.2 Leitfähigkeitsmeßtechnik

Um das Verfahren der Bestimmung des Suspendierpunktes zu objektivieren, wurde ein die Strömung nicht störendes Leitfähigkeitsmeßsystem entwickelt.

Bei nach unten förderndem Rührorgan und turbulentem Strömungsbereich kann im allgemeinen der Feststoff am schwierigsten aus den Randzonen im Rührkessel aufgewirbelt werden. Deshalb wurden an den kritischen Stellen, über den Umfang verteilt, jeweils im Freiraum zwischen zwei Leitblechen, bündig mit der Innenwand Edelstahlkontakte eingebaut, über die durch eine lokale Leitfähigkeitsmessung der Suspendierzustand bestimmt werden konnte.

Bei den beiden kleinen Modellrührkesseln, die aus durchsichtigem Kunststoffmaterial gefertigt waren, war zusätzlich zur Leitfähigkeitsmessung eine visuelle Beobachtung der Bodenzone möglich. Der Bodenbereich des aus Edelstahl gefertigten halbertechnischen Rührkessels war einer visuellen Beobachtung natürlich nicht zugänglich. Aus diesem Grund wurden hier zwei um 90° versetzt angeordnete Reihen aus je 5 Leitfähigkeitskontakten, bündig mit der Bodeninnenkontur, verteilt über den Halbmesser des Rührkessels, eingebaut. So konnte gleichzeitig die gesamte Bodenzone auf Feststoffablagerungen überwacht werden.

Abb. 29 zeigt einen in den Boden des halbertechnischen Rührkessels eingebauten Leitfähigkeitskontakt. Die Verteilung der Kontakte über den Halbmesser ist aus Abb. 15 zu sehen.

Rührkesselwand und Mittelstift bilden die zwei Pole zwischen denen die Leitfähigkeit gemessen wird. Selbstverständlich müssen bei dieser Betriebsart alle Aggregate, die aus Sicherheitsgründen mit der Schutz Erde des Stromversorgungsnetzes verbunden sind, z.B. E-Motor und Heizung, isoliert von der Rührkesselwand montiert sein.

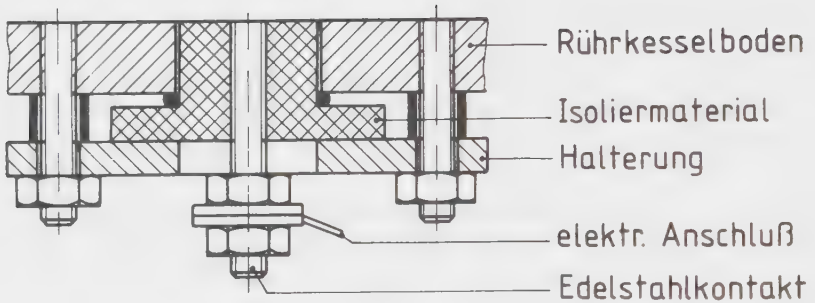


Abb. 29: Aufbau eines Leitfähigkeitskontaktes

Die zur Auswertung der Leitfähigkeitsmessung nötige Elektro-
nikereinheit war in der im Blockschaltbild Abb. 30 vorliegenden
Form eine Eigenentwicklung des Verfassers. Die Rumpfeinheit
ist vielseitig verwendbar und kann für Blasenmeßtechnik bzw.
beim Rühren für Suspensionsmeßtechnik nach Austausch der Sen-
soren eingesetzt werden.

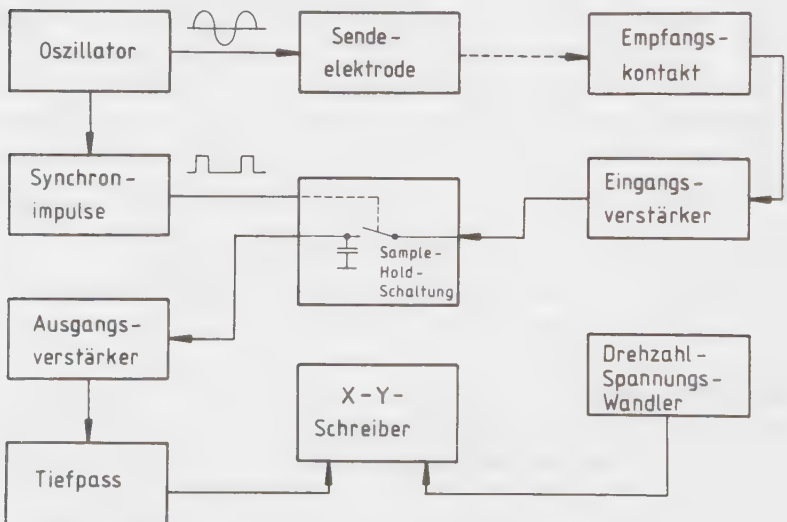


Abb. 30: Blockschaltbild des Leitfähigkeitsmeßsystems

Die, je nach Taktfrequenz des Oszillators, prinzipiell mögliche hohe Antwortfrequenz der Auswerteeinheit wird für die integrale Betrachtungsweise des Suspensionszustandes in dieser Arbeit nicht gefordert. Es muß sogar, wie in Abb. 30 zu sehen ist, ein Tiefpaßfilter dem Aufzeichnungsgerät vorgeschaltet werden um die Möglichkeiten des Schreibers nicht zu überschreiten. Die Funktionsweise der Leitfähigkeitsmeßeinrichtung ist wie folgt: Der Oszillator liefert ein in der Amplitude einstellbares Sinussignal mit einer Frequenz von 10 kHz an die Sendeelektrode. Das am Empfangskontakt eintreffende Signal wird strommäßig ausgewertet und steht nach Kappen der negativen Halbwelle als pulsierende Gleichspannung am Eingang der Sample-Hold-Schaltung an. Der in der Sample-Hold-Schaltung angedeutete Schalter wird synchronisiert mit dem Sinussendesignal zum Zeitpunkt des Hochplateaus der positiven Halbwelle kurzzeitig geschlossen. Damit übernimmt der Haltekondensator die momentan am Empfangskontakt anstehende Amplitude, die nach dem nahezu verlustfrei angekoppelten Ausgangsverstärker als belastbares Gleichspannungspotential ansteht. Die Höhe der Ausgangsspannung ist der Leitfähigkeit zwischen den Sensorkontakten proportional. Nach Integration im Tiefpaßfilter (1 s Eckfrequenz) gelangt das Signal auf den y - Kanal des x - y - Schreibers. In den x - Kanal wird mittels eines Drehzahl-Spannungs-Wandlers die Information über die Rührerdrehzahl eingespeist. Somit wird eine eindeutige Zuordnung von Rührerdrehzahl und Suspensionszustand und damit ein automatisierter Versuchsablauf möglich, der insbesondere bei Stoffsystemen mit geringen Partikelsinkgeschwindigkeiten und damit langen Versuchsdauern von großem Nutzen ist.

Die beiden folgenden Abbildungen zeigen Suspendierprotokolle, wie sie mit der eben beschriebenen Auswerteeinheit erhalten werden. In Abb. 31 ist das Verhalten eines isolierenden Feststoffsystems (Glasperlen) in Wasser und in Abb. 32 das eines leitfähigen Feststoffsystems (Stahlperlen) in einem Äthylen-glykol/Wasser-Gemisch dargestellt.

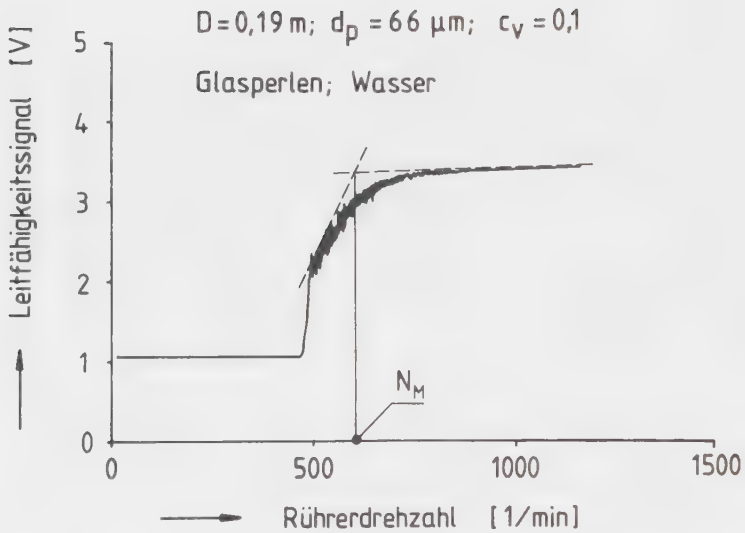


Abb. 31: Suspendierprotokoll für Glasperlen in Wasser

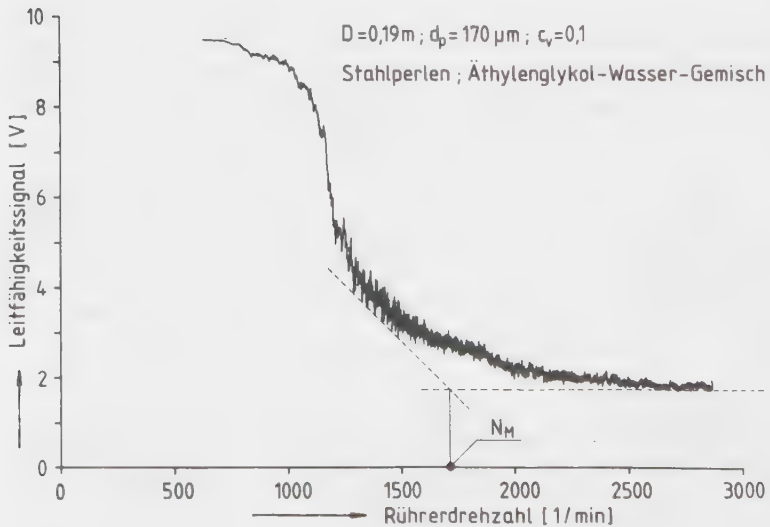


Abb. 32: Suspendierprotokoll für Stahlperlen im Äthylenglykol - Wasser - Gemisch

Die notwendige Auswerteprozedur ist mit Hilfslinien angedeutet. Die Projektion des Schnittpunktes der die Expandierphase einhüllenden Geraden mit derjenigen für den quasi homogenen Zustand auf die Drehzahlachse repräsentiert die zur Minimal-suspension benötigte Rührerdrehzahl. Aus Versuchen mit begleitender visueller Beobachtung ist nachgewiesen, daß dieser Zustand für die wandnahe Zone in etwa dem 1-s-Liegebleibe-Kriterium gleichzusetzen ist.

Da nur relative Zuordnungen des Leitfähigkeitssignals zur Auswertung herangezogen werden, ist keine absolute Eichung der Meßapparatur notwendig. Lediglich die Langzeitstabilität muß gewährleistet sein.

9. Auslegungsbeispiele

Falls die auszulegenden Rührkessel zu den in dieser Arbeit verwandten Gefäßen geometrisch ähnlich sind, ist eine Berechnung der für Minimalsuspension notwendigen Rührerdrehzahl explizit möglich. Die folgenden Beispiele sollen den Rechengang verdeutlichen.

Zunächst muß anhand der Archimedeszahl nachgeprüft werden, ob für das Stoffsystem das Herauslösen der Feststoffpartikeln aus der viskosen Unterschicht eine Rolle spielt oder nicht. Falls $Ar \lesssim 40$ ist, muß nach beiden Modellvorstellungen (Kap. 4 und Kap. 5) gerechnet und schließlich die höhere Drehzahl gewählt werden.

Beispiel 1: Stahlperlen sollen in einem Äthylenglykol-Wasser-Gemisch suspendiert werden.

Rührgefäßdurchmesser	D	=	0,19 m
Rührerdurchmesser	D_R	=	0,06 m
Partikeldurchmesser	d_p	=	170 μm

Feststoffdichte	ρ_s	=	7715 kg m^{-3}
Feststoffvolumenkonzentration	c_v	=	0,2
Fluiddichte	ρ_F	=	1100 kg m^{-3}
Viskosität	ν	=	$1,3 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$

Die Archimedeszahl errechnet sich zu $Ar = 1,7$.

Somit kann das Herauslösen aus der viskosen Unterschicht maßgeblich sein.

Nach Gl. (18) ergibt sich:

$$Re_\tau = \sqrt{\frac{2}{3} Ar} = 1,07.$$

$$u_\tau = \frac{Re_\tau \nu}{d_p} = 0,082 \text{ m s}^{-1}$$

aus Gl. (16) ist u_∞ berechenbar und aus Gl. (8) wird die für das Herauslösen aus der Grenzschicht maßgebliche Rührerdrehzahl erhalten.

$$u_\infty = \left[\frac{u_\tau D^{0,1}}{0,182 \nu^{0,1}} \right]^{\frac{1}{0,9}} = 1,19 \text{ m s}^{-1}$$

$$N_{M1} = \frac{u_\infty 30}{K D_R \pi} = \frac{1623 \text{ U min}^{-1}}{\text{=====}}.$$

Zur Lösung nach Kap. 5 werden zunächst die Archimedeszahl Ar und das Längenverhältnis r_o/δ benötigt. Danach muß mittels eines iterativen Lösungsverfahrens, z.B. nach Newton, Gl. (38) gelöst werden, die ein Ergebnis für Re liefert. Aus Gl. (34) kann dann die Leerrohrgeschwindigkeit u_{Fa} berechnet werden.

Über Gl. (48) erhält man mit Gl. (49) einen Wert für $\varphi_{R.K.}$ aus dem sich die Rührerdrehzahl bei Minimalsuspension nach Modell 2 berechnen läßt.

$$\frac{r_o}{\delta} = \frac{1}{\frac{\xi}{\sqrt[3]{c_v}} - 1} = 1,86$$

$$Ar = 1,7$$

$$\begin{aligned} \frac{4}{3} Ar &= 24 Re \left\{ 1 + 0,347 \left[\frac{r_o}{\delta} + \frac{1}{2} \left(\frac{r_o}{\delta} \right)^2 \right] \right\} + \\ &+ Re \sqrt{Re} + \left[0,4 + 0,565 \left(\frac{r_o}{\delta} \right) \right] Re^2 \end{aligned}$$

$$Re = 0,042$$

$$u_{Fa} = \frac{Re (1 - c_v) v}{d_p} = 0,0026 \text{ m s}^{-1}$$

$$\psi_{R.K.} = \frac{(1 - c_v)^2 c_v (\rho_s - \rho_F) g H}{[(1 - c_v) \rho_F + c_v \rho_s] u_{Fa}^2} = 99\,457$$

$$\log(\varphi_{R.K.}) = \frac{\log(\psi_{R.K.}) + 4,05}{-2,77}$$

$$\varphi_{R.K.} = 0,00054$$

$$N_{M2} = \frac{u_{Fa}^{30}}{\varphi_{R.K.} (1 - c_v) D_R \pi} = \underline{\underline{943 \text{ U/min}}}$$

Da beide Drehzahlen Minimalbedingungen repräsentieren, muß die höhere Drehzahl für ein sicheres Suspendieren gewählt werden, also N_{M1} .

Beispiel 2: Fluid - Feststoff Kombination wie Beispiel 1

Gefäßdurchmesser: $D = 3 \text{ m}$

Rührerdurchmesser: $D_R = 0,945 \text{ m}$

Es errechnet sich die Drehzahl nach Modell 1 (Kap. 4) zu:

$$N_{M1} = 140 \text{ U/min}$$

und nach Modell 2 (Kap. 5) zu:

$$N_{M2} = 162 \text{ U/min.}$$

In diesem Fall muß, obwohl die Archimedeszahl $Ar < 40$ ist, wieder die höhere Drehzahl, hier jedoch N_{M2} , gewählt werden.

Beispiel 3: Glasperlen sollen in Wasser suspendiert werden.

$$D = 1,5 \text{ m}$$

$$D_R = 0,473 \text{ m}$$

$$d_p = 520 \text{ } \mu\text{m}$$

$$\rho_s = 2480 \text{ kg m}^{-3}$$

$$c_v = 0,1$$

$$\rho_F = 998 \text{ kg m}^{-3}$$

$$v = 10^{-6} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$$

$$Ar = 2048$$

Für die Archimedeszahl ergibt sich ein größerer Wert als 40. Deshalb genügt es die Minimalrührerdrehzahl nach den in Kap. 5 angegebenen Beziehungen zu berechnen.

Für eine überschlägige Bestimmung der Leerrohrgeschwindigkeit u_{Fa} genügt die Ablesegenauigkeit aus Abb. 8. Für höhere Anforderungen sollte jedoch, wie im Beispiel 1 angegeben, die rechnerische Lösung vorgezogen werden.

Im folgenden wird kurz der Rechengang unter Zuhilfenahme von Abb. 8 dargestellt:

- Berechnung des dimensionslosen Partikeldurchmessers β :

$$\beta = \sqrt[3]{Ar} = 12,7.$$

- Ablesen der dimensionslosen Leerrohrgeschwindigkeit γ für das mit β und c_v charakterisierte Fluid-Feststoff-System:

$$\gamma \approx 2$$

$$u_{Fa} = \frac{\gamma}{\sqrt[3]{\frac{\rho_F}{(\rho_s - \rho_F) \nu g}}} = 0,05 \text{ m s}^{-1}.$$

- Berechnen von $\psi_{R.K.}$ nach Gl. (48):

$$\psi_{R.K.} = 616$$

- Berechnen von $\varphi_{R.K.}$ nach Gl. (49):

$$\varphi_{R.K.} = 3,4 \cdot 10^{-3}$$

- Berechnen der Rührerdrehzahl N_M :

$$N_M = \frac{u_{Fa} \cdot 30}{\varphi_{R.K.} (1 - c_v) D_R \pi} = 330 \text{ U/min}$$

Es ist also für dieses System eine minimale Rührerdrehzahl von $N_M = 330 \text{ U/min}$ zum Erzeugen einer vollständigen Suspension nötig.

10. Zusammenfassung

In der vorliegenden Arbeit wird ein Auslegungskonzept zur Berechnung der für vollständige Suspension von Feststoffpartikeln nötigen Mindestrührerdrehzahl in turbulent durchströmten Rührkesseln vorgestellt. Die Hauptstützen bilden zwei Modellvorstellungen, die

1. die bodennahe Grenzschichtströmung bei Partikel-Fluid-Kombinationen mit $Ar \lesssim 40$ berücksichtigen

und

2. die Strömungsmaschine "Rührkessel" mit geeigneten dimensionslosen Kennzahlen beschreiben.

Für geometrisch ähnliche Suspendiergefäße wird dadurch eine explizite Vorausberechnung der Mindestrührerdrehzahl möglich und für abweichende Geometrien der Lösungsweg vorgezeichnet.

Das Auslegungskonzept wird anhand von eigenen und in der Literatur gefundenen Meßwerten voll bestätigt, wobei der Partikeldurchmesser von $34 \mu\text{m}$ bis ca. 2 mm , die Feststoffdichte von 2500 kg/m^3 bis ca. 7850 kg/m^3 und die Fluidviskosität von $13 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ bis ca. $10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ variiert wurde.

11. Symbolverzeichnis

b	Konstante	-
B	Tiefe des ebenen Rührgefäßes	m
c_D	Widerstandsbeiwert der Kugel	-
c_f'	lokaler Plattenwiderstandsbeiwert Gl. (14)	-
c_m	Massenkonzentration	-
c_v	Volumenkonzentration	-
$\bar{c}_v$	mittlere Volumenkonzentration	-
c_{va}	Volumenkonzentration im Außenbereich des Rührkessels	-
D	Rührgefäßdurchmesser	m
d_p	Partikeldurchmesser	m
D_R	Rührerdurchmesser	m
F_D	Widerstandskraft	N
f_u	Umwälzfrequenz	s^{-1}
g	Erdbeschleunigung	$m\ s^{-2}$
h	lokale Höhe im Rührkessel	m
H	Füllhöhe im Rührkessel	m
H_R	Rührereinbauhöhe	m
ΔH	Höhenunterschied (Druckhöhe)	m
K	Konstante Gl. (8)	-
n	Rührerdrehzahl	s^{-1}
n_K	Minimalrührerdrehzahl	s^{-1}
N	Drehzahl	min^{-1}
N_M	Minimalrührerdrehzahl	min^{-1}
P	Rührerleistung	$kg\ m^2 s^{-3}$
ΔP_a	Druckdifferenz im Außenraum des Rührkessels	$N\ m^{-2}$

ΔP_i	Druckdifferenz im Innenraum des Rührkessels	$N\ m^{-2}$
ΔP_{stat}	statische Druckdifferenz	$N\ m^{-2}$
r	Konstante	-
r_o / δ	Längenverhältnis Gl. (35)	-
s	Konstante	-
t	Konstante	-
Tu	Turbulenzgrad ($Tu = u'/u$)	-
u	mittlere Strömungsgeschwindigkeit	$m\ s^{-1}$
u'	mittlere Schwankungsgeschwindigkeit	$m\ s^{-1}$
u_i	lokale Momentangeschwindigkeit	$m\ s^{-1}$
u_{Fa}	Leerrohrgeschwindigkeit im Außenraum des Rührkessels	$m\ s^{-1}$
u_R	Rührerumfangsgeschwindigkeit	$m\ s^{-1}$
u_y	mittlere Strömungsgeschwindigkeit im Abstand y von der Wand	$m\ s^{-1}$
u_y'	mittlere Schwankungsgeschwindigkeit im Abstand y von der Wand	$m\ s^{-1}$
u_∞	Referenzgeschwindigkeit	$m\ s^{-1}$
u_τ	Wandschubspannungsgeschwindigkeit	$m\ s^{-1}$
v	Geschwindigkeit im Abstand $d_p/2$ von der Wand	$m\ s^{-1}$
V	Volumen	m^3
$\dot{V}$	Volumenstrom	$m^3 s^{-1}$
$\dot{V}_F$	Flüssigkeitsvolumenstrom	$m^3 s^{-1}$
V_s	Feststoffvolumen	m^3
w_f	Partikelsinkgeschwindigkeit	$m\ s^{-1}$
y	Wandabstand	m
z	Anzahl	-

α	Rührerblattanstellwinkel	-
$\bar{\epsilon}$	spezifischer Leistungseintrag	$W \text{ kg}^{-1}$
ζ	Packungsparameter	-
ν	kinematische Viskosität	$\text{m}^2 \text{s}^{-1}$
ρ_F	Fluiddichte	kg m^{-3}
ρ_S	Feststoffdichte	kg m^{-3}
ρ_{sus}	Suspensionsdichte	kg m^{-3}
σ^2	Feststoffverteilungsgüte (Varianz)	-
τ_w	Wandschubspannung	N m^{-2}
ω	Rührerwinkelgeschwindigkeit	s^{-1}

Dimensionslose Kennzahlen

Ar	Archimedeszahl Gl. (36)	-
Eu_{Fl}	Euler-Zahl Gl. (33)	-
Fr^*	erweiterte Froudezahl Gl. (5)	-
Fr'	modifizierte Froudezahl Gl. (7)	-
Ne	dimensionsloser Leistungsbeiwert des Rührers	-
Re	Reynoldszahl Gl. (34)	-
Re_D	Reynoldszahl Gl. (15)	-
Re_n	Rührerreynoldszahl Gl. (4)	-
Re_p	Partikelreynoldszahl Gl. (20)	-
Re_τ	Reynoldszahl Gl. (18)	-
y^*	dimensionsloser Wandabstand Gl. (12)	-
β	dimensionsloser Partikeldurchmesser Gl. (36)	-
γ	dimensionslose Leerrohrgeschwindigkeit Gl. (37)	-

φ	Lieferzahl Gl. (40)	-
φ_2	Lieferzahl Gl. (45)	-
$\varphi_{R.K.}$	Rührkessellieferzahl Gl. (47)	-
ψ	Druckziffer Gl. (41)	-
ψ_2	Druckziffer Gl. (46)	-
$\psi_{R.K.}$	Rührkesseldruckziffer Gl. (48)	-

12. Literaturverzeichnis

- 1 Voit, H.; Mersmann, A.
Chem.-Ing.-Tech. 57 (1985) 8, 692-693
- 2 Zwietering, Th.N.
Chem. Engng. Sci. 8 (1958), 244-253
- 3 Einenkel, W.-D.
VDI-Forschungsheft 595,
VDI-Verlag, Düsseldorf (1979)
- 4 Bohnet, M.; Niesmak, G.
Ger. Chem. Eng. 3 (1980), 57-65
- 5 Einenkel, W.-D.; Mersmann, A.
vt "Verfahrenstechnik" 11 (1977) 2, 90-94
- 6 Lohr, B.
Dissertation, TU München (1975)
- 7 Laufhütte, H.D.; Mersmann, A.
Chem.-Ing.-Tech. 56 (1984) 11, 862-863
- 8 Levich, V.G.
Physicochemical Hydrodynamics,
Prentice-Hall, Inc.,
Englewood Cliffs, N.J., (1962)
- 9 Schlichting, H.
Grenzschicht-Theorie,
Verlag G. Braun, Karlsruhe (1965)
- 10 Acharja, M.; Escudier, M.P.
Experiments in Fluids 2 (1984), 135-136

- 11 Brauer, H.
Grundlagen der Einphasen- und Mehrphasenströmung,
Verlag Sauerländer, Aarau (1971)
- 12 Rubin, G.
Dissertation, TU Karlsruhe (1977)
- 13 Molerus, O.
Chem. Engng. Sci. 35 (1980) 6, 1331-1340
- 14 Trokolanski, A.T.; Lazarkiewicz, S.
Kreiselpumpen,
Birkhäuser Verlag, Basel (1976)
- 15 Durst, F., Melling, A., Whitelaw, J.H.
Principles and Practice of Laser-Doppler-Anemometrie
Academic Press, London (1976)
- 16 Strickert, H.
Hitzdraht- und Hitzfilmanemometrie
VEB Verlag Technik, Berlin (1974)
- 17 DISA
Universalanemometer
Instruction and Service Manual

Lebenslauf

- 1952 am 23. November in Weitramsdorf, Kreis Coburg
 geboren als Sohn des Malermeisters Willibald
 Latzel und seiner Ehefrau Erika, geb. Lempert
- 1959 - 1963 Besuch der Grundschule in Weitramsdorf
- 1963 - 1972 Besuch des Gymnasiums Casimirianum in Coburg
- 1972 Abitur am 23. Juni
- 1972 - 1974 Wehrdienst in Neuburg a.d.D.
- 1974 - 1980 Studium des Chemieingenieurwesens Abschluß-
 richtung Verfahrenstechnik an der Universität
 Erlangen-Nürnberg
- 1980 Diplom-Hauptprüfung am 5. September
- 1980 ab 1. Oktober wissenschaftliche Hilfskraft, ab
 1. Dezember Verwalter der Dienstgeschäfte ei-
 nes akademischen Rates, seit 1. Juni 1981 Aka-
 demischer Rat a.Z. am Lehrstuhl für Mechani-
 sche Verfahrenstechnik der Universität Erlan-
 gen-Nürnberg bei Prof. Dr.-Ing. O. Molerus

